



Ricerca di Sistema elettrico

Modellazione di impianti di depurazione integrata con la linea fanghi e bilancio energetico complessivo

Maria Elena Tortorici, Renzo Valloni

MODELLAZIONE DI IMPIANTI DI DEPURAZIONE INTEGRATA CON LA LINEA FANGHI E BILANCIO ENERGETICO COMPLESSIVO

Maria Elena Tortorici, Renzo Valloni

Settembre 2018

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA

Piano Annuale di Realizzazione 2017

Area: Efficienza energetica e risparmio di energia negli usi finali elettrici e interazione con altri vettori energetici

Progetto: D.6 Sviluppo di un modello integrato di smart district urbano

Obiettivo: Gestione sostenibile e circolare dell'ambiente urbano

Responsabile del Progetto: Claudia Meloni, ENEA

Il presente documento descrive le attività di ricerca svolte all'interno dell'Accordo di collaborazione "Modellazione di impianti di depurazione ed elaborazione di soluzioni in ottica Zero Energy Plant"

Responsabile scientifico ENEA: Davide Mattioli

Responsabile scientifico Università di Parma: Prof. Renzo Valloni

Indice

SOMMARIO.....	4
1 INTRODUZIONE	5
2 DESCRIZIONE DELLE ATTIVITÀ SVOLTE E RISULTATI.....	6
2.1 IMPIANTO DI TRATTAMENTO DEI REFLUI CIVILI-INDUSTRIALI, ID-1.....	6
2.2 IMPIANTO DI TRATTAMENTO DEI REFLUI INDUSTRIALI, ID-3	15
3 CONCLUSIONI.....	39
4 RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI	40
5 BREVE CURRICULUM SCIENTIFICO DEL GRUPPO DI LAVORO	41

Sommario

Il presente rapporto si riferisce al sotto-obiettivo F1 “Sistema integrato di gestione e valorizzazione della risorsa idrica e del rifiuto organico” del progetto D6 “Sviluppo di un modello integrato di smart district urbano”.

Partendo dai modelli dei processi depurativi di impianti reali realizzati nel PAR 2016, nel PAR 2017 si è proceduto al completamento dei modelli di un impianto di trattamento reflui civili e di uno industriale, con l’aggiunta della linea di trattamento fanghi e di una approfondita analisi dei consumi energetici. Sulla base di questi è stato possibile valutare l’impatto di specifiche misure per la riduzione dei consumi energetici, nell’ottica dell’implementazione dei cosiddetti Zero Energy Plants.

Per entrambi gli impianti analizzati è emerso come il bilancio energetico complessivo risulti influenzato principalmente da inefficienze nell’aerazione delle vasche biologiche (tipicamente il processo caratterizzato dai maggiori consumi energetici negli impianti convenzionali) e dall’inadeguato sfruttamento dei fanghi di supero per il recupero energetico. E’ stata inoltre riscontrata una non ottimale gestione del tempo di residenza medio cellulare, con effetti negativi sia sul processo di aerazione, sia sulla digestione dei fanghi.

Nel caso dell’impianto industriale, tramite l’applicazione di un sistema di controllo automatico dell’aerazione, la sostituzione della digestione aerobica dei fanghi con la digestione anaerobica, l’implementazione di un pre-trattamento dei fanghi prima della digestione, l’ottimizzazione del tempo di residenza cellulare e l’introduzione della sedimentazione primaria a monte del trattamento biologico, si è quantificata una riduzione dei consumi elettrici del 40%, passando da un valore medio di potenza netta assorbita di 193 kW, per lo scenario iniziale, a 115 kW, per lo scenario ottimizzato.

1 Introduzione

Le attività svolte dal Dipartimento di Ingegneria e Architettura dell'Università di Parma, per il PAR 2017, riguardano la modellazione di impianti di depurazione, comprensiva della linea fanghi e l'analisi dei consumi elettrici ed energetici, finalizzata all'elaborazione di soluzioni in ottica Zero Energy Plant.

Le attività hanno previsto l'upgrade di modelli (già realizzati nel PAR 2016 limitatamente alla linea acque), per un impianto di depurazione municipale (identificato come ID-1) ed un impianto di depurazione industriale (identificato come ID-3), con aggiunta del modello della linea fanghi. E' stata eseguita un'analisi dei dati di consumo elettrico ed energetico di entrambi gli impianti selezionati, tramite l'utilizzo dei modelli creati, valutando i consumi energetici dei singoli processi e determinando i parametri che hanno maggiore influenza sui consumi.

Infine, per l'impianto di trattamento di reflui industriali ID-3, si è proceduto all'individuazione di modalità gestionali e di interventi di modifica dei processi, con l'obiettivo di aumentare l'efficienza energetica dei processi depurativi e di incrementare la produzione di energia. Nello specifico, il primo livello di ottimizzazione dello scenario iniziale si è focalizzato sulla riduzione dei consumi nei sistemi di aerazione, in particolar modo nel reattore biologico, agendo sul sistema di controllo del flusso d'aria in vasca, tramite la sostituzione dell'attuale controllore basato su soglie di ossigeno, con un controllore in grado di valutare le effettive esigenze di aerazione, in base al valore della concentrazione di ammoniaca misurata in linea. Il secondo livello si è basato su più step di ottimizzazione, focalizzati sulla valorizzazione energetica dei fanghi: per prima cosa è stata modellata la sostituzione del digestore aerobico con un digestore anaerobico, ai fini di ridurre i consumi dei sistemi di aerazione e favorire la produzione energetica nell'impianto; il secondo step ha previsto l'aggiunta di un pre-trattamento dei fanghi in testa alla digestione anaerobica, per facilitare la rimozione della sostanza organica volatile e incrementare la produzione di biogas in digestione; l'ultimo step ha previsto l'ottimizzazione del tempo di residenza medio cellulare dell'impianto. Infine è stato valutato l'inserimento di una sedimentazione primaria, con produzione di fanghi primari da inviare in digestione anaerobica, ai fini di ottimizzare sia i fabbisogni in aerazione, che la produzione di biogas e quindi la generazione di energia.

2 Descrizione delle attività svolte e risultati

2.1 Impianto di trattamento dei reflui civili-industriali, ID-1

L'impianto ID-1, con potenzialità di circa 75000 AE, riceve reflui di origine civile e industriale per una portata dell'ordine di circa 700 m³/h. Il flusso in arrivo all'impianto viene sollevato con pompe centrifughe e sottoposto alle unità di pre-trattamenti: grigliatura a gradini, dissabbiatore aerato a canale con classificatore sabbie. Al termine dei pretrattamenti, il flusso viene equamente ripartito in due linee parallele, basate entrambe su un ciclo classico di trattamento biologico con unità di pre-denitrificazione e di nitrificazione, seguiti da sedimentazione e scarico in vasche di lagunaggio (con funzione di disinfezione e affinamento). I fanghi di supero sono sottoposti a pre-ispessimento a gravità, digestione anaerobica, post-ispessimento a gravità e disidratazione, con il biogas prodotto impiegato per il riscaldamento del digestore anaerobico. Le portate di ricircolo sono dell'ordine di 400 m³/h per la miscela aerata (tenendo conto di entrambe le linee) e di 800 m³/h per i fanghi estratti dal sedimentatore secondario. La concentrazione di solidi in vasca di ossidazione è di circa 5 g/l. La fase di ossidazione viene condotta in 4 vasche equipaggiate con diffusori a bolle fini, con un'aerazione modulata, in base a soglie di ossigeno disciolto. La sedimentazione avviene in due sedimentatori secondari non identici in termini di volumetrie, alimentati con portata differente e proporzionale alla dimensione degli stessi. Per quanto riguarda la linea fanghi, il digestore attualmente in uso risulta parzialmente ostruito e dunque malfunzionante (il gestore prevede di attuare nel breve una bonifica dello stesso), è presente in impianto un altro digestore attualmente in fase di bonifica.

Modellazione dell'impianto

Il modello dell'impianto ID -1 è stato realizzato utilizzando il software Biowin 5.3, un simulatore di processi di trattamento delle acque reflue, messo a punto da EnviroSim Associates Ltd. In una prima fase è stata implementata la sola linea acque e dopo aver confrontato i risultati, con lo stesso modello già realizzato da ENEA (utilizzando il software WEST della DHI) nel PAR 2016, si è provveduto ad implementare anche la linea fanghi dell'impianto. Nella figura 1 si riporta lo schema dell'impianto come modellato in Biowin.

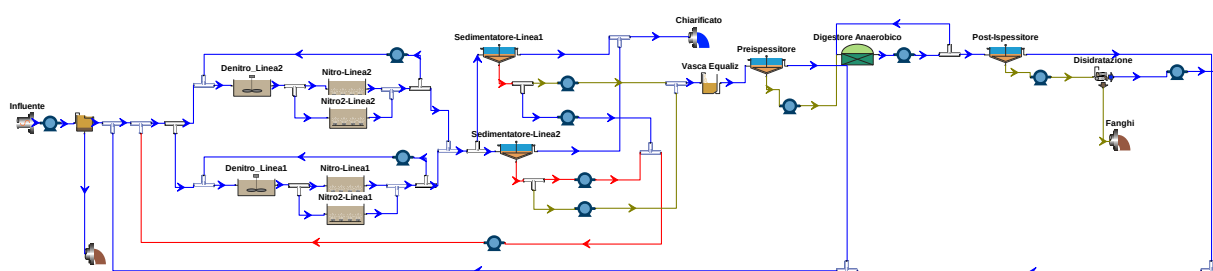


Figura 1. Schema dell'impianto modellato ID-1

Per simulare il sistema di controllo dell'aerazione delle vasche di ossidazione biologica, nel modello, è stato inserito un controllore impostato su un set-point di 2.5 mg O₂/l .

Le simulazioni statiche sono state condotte impostando i valori medi delle concentrazioni in ingresso, mentre per le simulazioni dinamiche sono stati utilizzati valori di portata misurati con cadenza oraria, su un periodo di 30 giorni. L'andamento nel tempo della portata per il periodo considerato è riportato in figura 2.

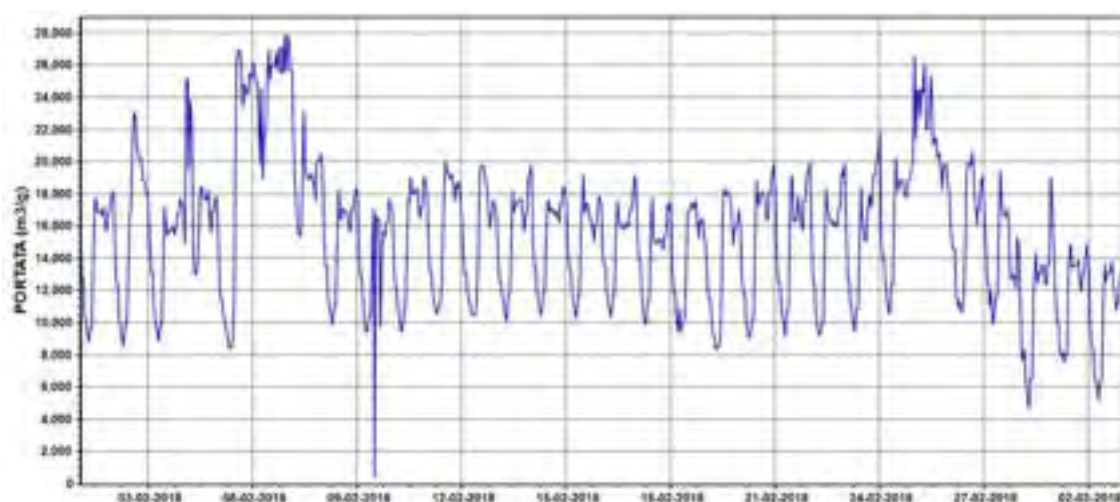


Figura 2. Andamento mensile della portata in ingresso all'impianto

I valori delle concentrazioni in ingresso, quali sostanza organica e azoto, sono stati fatti variare, a seconda del valore della portata, tra il valore medio dei dati disponibili in condizioni di tempo secco (667 mgCOD/l e 37 mgTKN/l) e quelli in tempo di pioggia (191 mgCOD/l e 32 mgTKN/l). Di conseguenza, il carico di COD in ingresso assume l'andamento di figura 3.

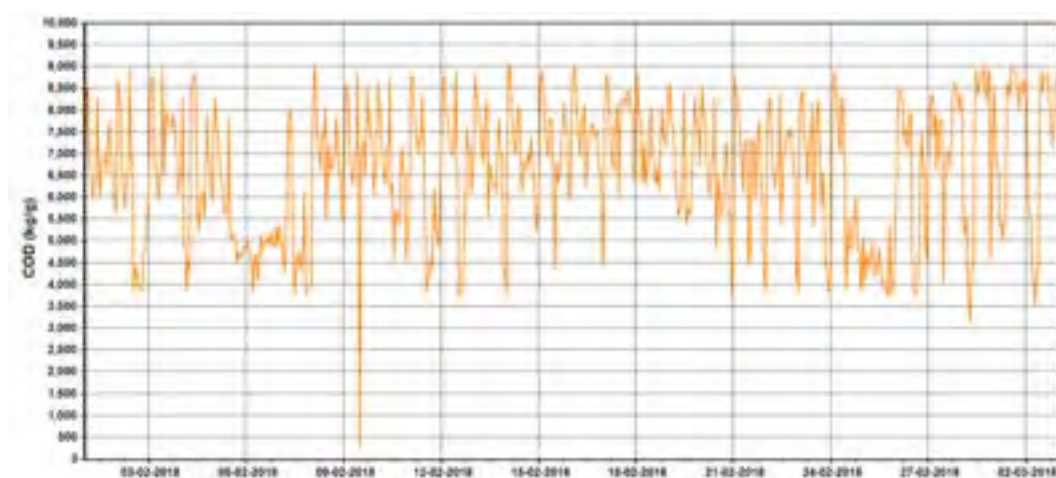


Figura 3. Andamento mensile del carico di sostanza organica in ingresso all'impianto

Per il carico di azoto l'andamento è quello di figura 4.

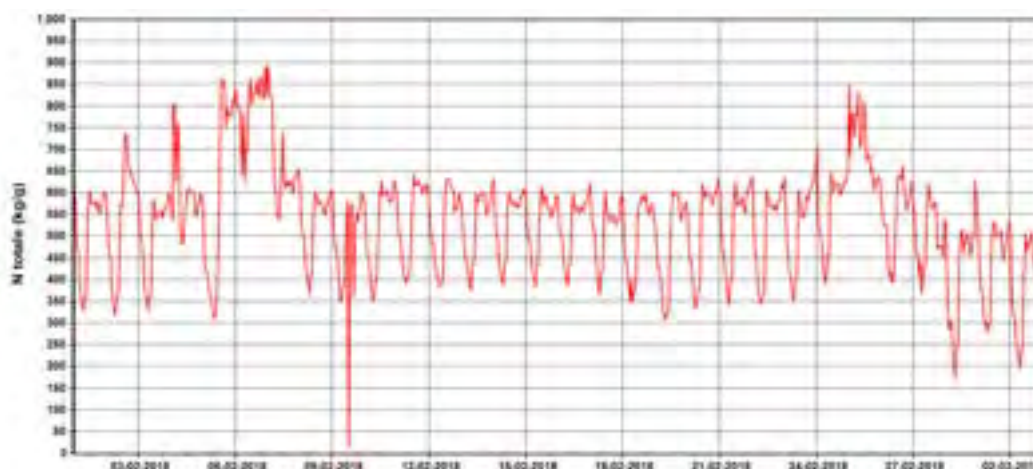


Figura 4. Andamento mensile del carico di azoto in ingresso all'impianto

I risultati delle simulazioni dinamiche ottenuti hanno confermato, limitatamente alla linea acque, quelli forniti dal modello precedente. Nella figura 5 è riportato l'andamento in ingresso e in uscita della concentrazione di sostanza organica; come si può vedere, l'impianto rispetta sempre i limiti di scarico ($\text{COD} < 125 \text{ mgO}_2/\text{l}$, come da Tabella 1 - Allegato 5 del D.Lgs 152/06) [2], con un elevato margine di sicurezza.

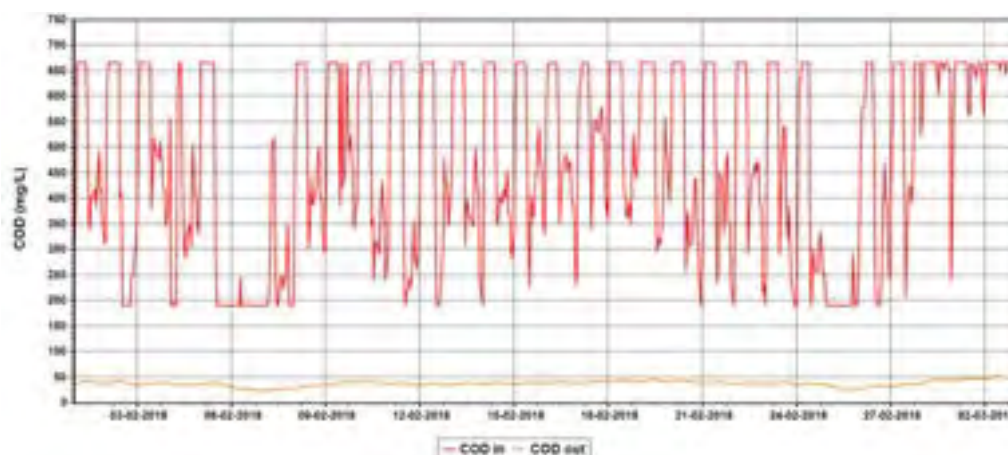


Figura 5. Andamento mensile della concentrazione di sostanza organica in ingresso e in uscita all'impianto

Nella figura 6 è riportato l'andamento in ingresso dell'azoto organico (TKN) ed in uscita di ammoniaca, nitrati e nitriti. L'impianto rispetta i limiti di scarico delle diverse forme azotate e in particolare, essendo in area sensibile, il limite molto stringente dell'azoto totale (concentrazione media annua inferiore o uguale a 15 mgN/l , come da Tabella 2 - Allegato 5 del D.Lgs. 152/2006) [2], rispettato con margine di sicurezza non elevato. Il rispetto di questo limite richiede attento controllo in fase di ottimizzazione energetica per evitare superamenti.

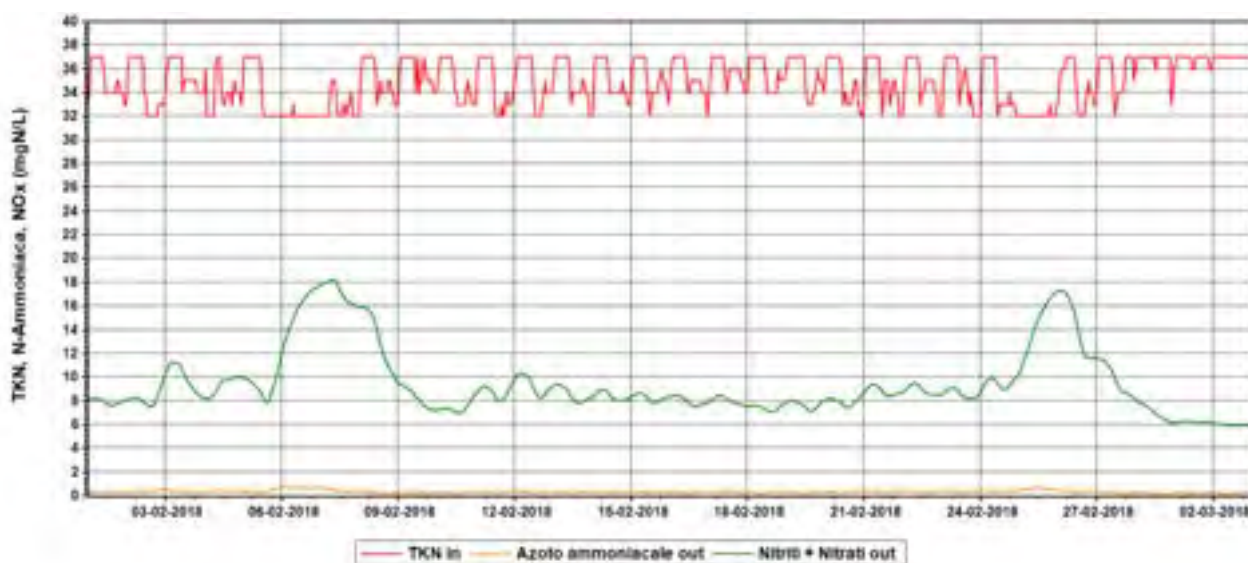


Figura 6. Andamento mensile della concentrazione delle forme azotate in ingresso e in uscita all'impianto

In aggiunta, il nuovo modello ha permesso di valutare il funzionamento della linea fanghi. Nel seguente diagramma si può vedere il corretto funzionamento della sedimentazione secondaria. Per uno dei sedimentatori, si riporta il diagramma di flusso solido (figura 7: la curva in blu descrive la sedimentazione di massa, funzione della concentrazione della torbida alle diverse quote; la linea arancio rappresenta la sedimentazione dovuta all'estrazione dei fanghi dal fondo; in rosso la retta che individua la concentrazione del fango in uscita; i quadratini indicano la concentrazione del fango in ingresso alla vasca di sedimentazione). La teoria del flusso solido limite è uno strumento essenziale per la buona gestione dei depuratori a fanghi attivi, con particolare riguardo alla fase di sedimentazione; è fondamentale che la vasca non venga alimentata con un flusso solido superiore al FS_{limite} . Tale condizione eviterà l'accumulo dei fanghi negli strati superiori, con conseguente innalzamento dell'interfaccia tra refluo chiarificato e torbida, che col tempo potrebbe generare una fuoriuscita del fango dai dispositivi superficiali di sfioro [1] [5]. Dal grafico di figura 7, si nota come il flusso solido applicato risulta sempre inferiore al flusso solido limite, la concentrazione dei fanghi in ingresso si mantiene intorno ai 5 kgSS/m^3 e la concentrazione del fango in uscita circa 8 kgSS/m^3 .

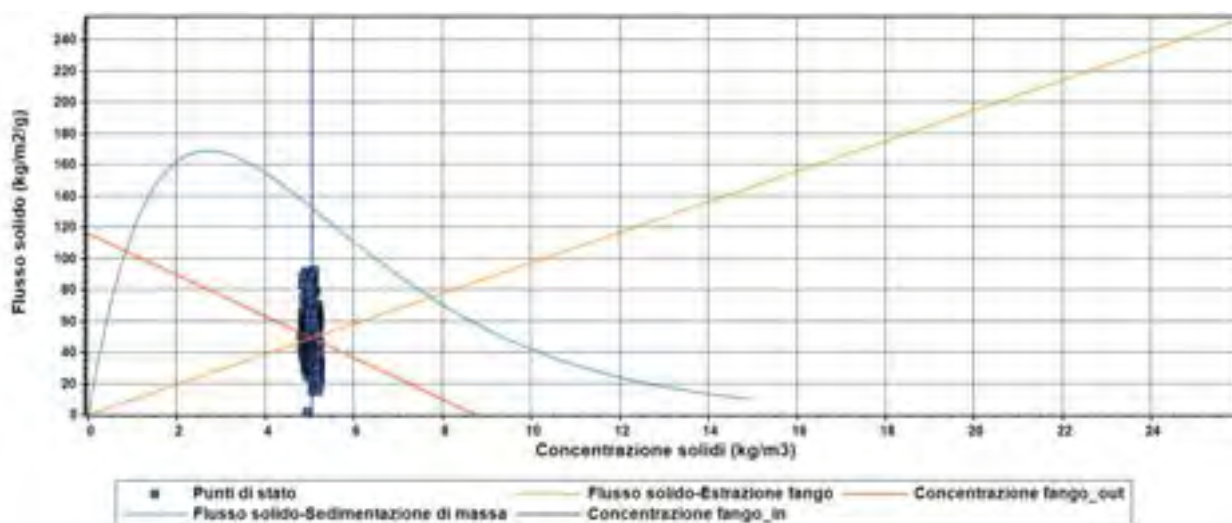


Figura 7. Diagramma di stato del sedimentatore di una delle due linee

Dal grafico di figura 8 risulta possibile monitorare tutta la linea fanghi, in termini di concentrazione dei solidi sospesi, partendo dai valori nelle vasche di ossidazione, passando ai sedimentatori secondari, al pre-ispessitore, al digestore anaerobico, per finire all'uscita del post-ispessitore prima della disidratazione meccanica.



Figura 8. Andamento mensile della concentrazione dei solidi per la linea fanghi

In aggiunta ai dati di processo, per l'impianto in oggetto, sono stati acquisiti dati di potenza assorbita delle maggiori utenze, tra cui: sistema di aerazione delle vasche di trattamento aerobico, sistemi di miscelazione, utenze meccaniche, sistemi di pompaggio, sistema di riscaldamento dei digestori, etc. Le due maggiori tipologie di consumi elettrici dell'impianto sono rappresentate dai sistemi di aerazione e di pompaggio. Per la modellazione dei primi sono state definite le caratteristiche dei gruppi di alimentazione dell'aria, scegliendo il metodo di calcolo più idoneo per le specifiche macchine; in tal modo il software è in grado di valutare l'aria erogata e i requisiti di potenza delle soffianti, tenendo conto di fattori come la temperatura dell'aria in ingresso e l'umidità relativa, le perdite di pressione nel sistema di erogazione dell'aria, etc. Per i sistemi di pompaggio sono stati considerati il materiale dei tubi, il diametro per le perdite di carico dinamiche e l'efficienza della pompa. I consumi in miscelazione, in disidratazione e quelli delle apparecchiature meccaniche, come carri ponte di sedimentatori e ispessitori, pretrattamenti, etc. sono stati inseriti nel modello su base parametrica. Inoltre, il modello consente il calcolo della quantità di energia necessaria per riscaldare i digestori anaerobici, tenendo conto di parametri come l'efficienza della caldaia e la perdita di calore giornaliera. È stata valutata la possibilità di valorizzare il biogas prodotto nei digestori, tramite generazione di energia elettrica con simultaneo recupero di calore in sistemi CHP e il reimpiego del biogas in caldaia, con recupero di calore.

La modellazione eseguita ha permesso di quantificare l'andamento nel tempo della potenza assorbita totale e di ciascun sistema energivoro necessario al corretto funzionamento dell'impianto, con notevole completezza e dettaglio come visibile dal grafico di figura 9.

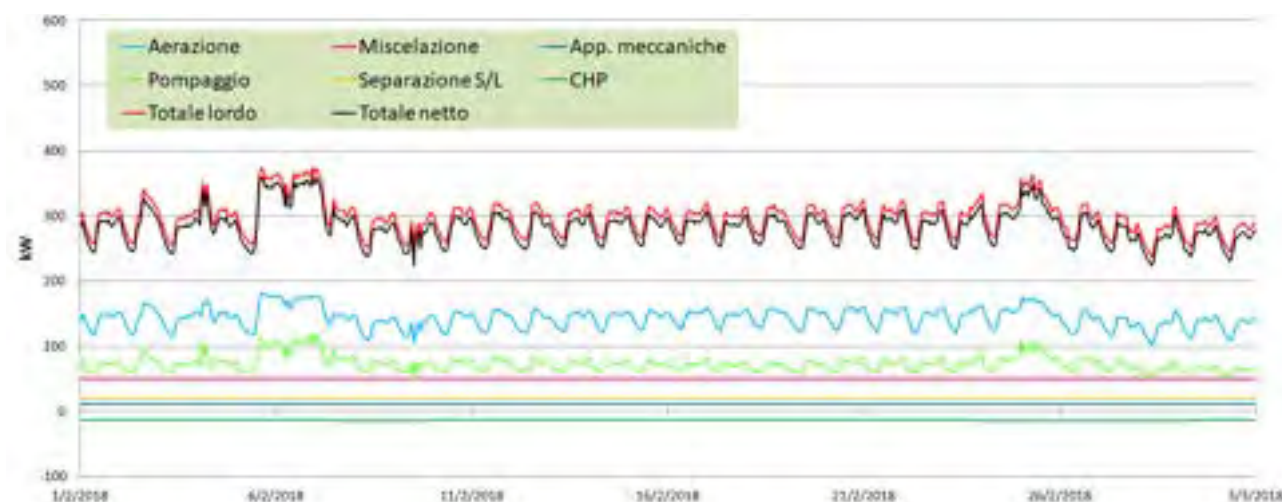


Figura 9. Andamento mensile della potenza assorbita dalle diverse utenze dell'impianto

Nel grafico di figura 9 si possono vedere gli andamenti della potenza assorbita dai sistemi di aerazione, pompaggio, miscelazione, apparecchiature elettromeccaniche e disidratazione fanghi (separazione S/L in figura 9) ed il fabbisogno totale, dato dalla somma dei precedenti; è riportata inoltre la potenza generabile, impiegando il biogas prodotto in un sistema CHP (valori negativi trattandosi di produzione e non di consumo) e il fabbisogno netto dell'impianto, considerando anche questo contributo. La tabella 1 riporta, per tutte queste voci di utenza elettrica, il valore di potenza media assorbita.

Tabella 1. Potenza media assorbita dai sistemi energivori dell'impianto di depurazione

SISTEMA	Aerazione	Miscelazione	App meccaniche	Pompaggio	Separazione S/L	CHP	Tot lordo	Tot netto
kW	143	50	12	73	19	297	-14	283

La figura 10 riporta, per le stesse categorie di utenze, l'andamento cumulativo dell'energia utilizzata nel mese di simulazione. Si calcola un valore di 214000 kWh/mese di energia totale, di cui 103000 kWh/mese imputabile al sistema di aerazione e 53000 kWh/mese al sistema di pompaggio, e un valore di 204000 kWh/mese di totale netto.

Proiettando i dati ottenuti su base annua, si stima un consumo di energia totale pari a 2.6 milioni di kWh/anno, di cui 1.2 milioni di kWh/anno per il sistema di aerazione, e un valore di 2.4 milioni di kWh/anno di totale al netto dell'energia generata.

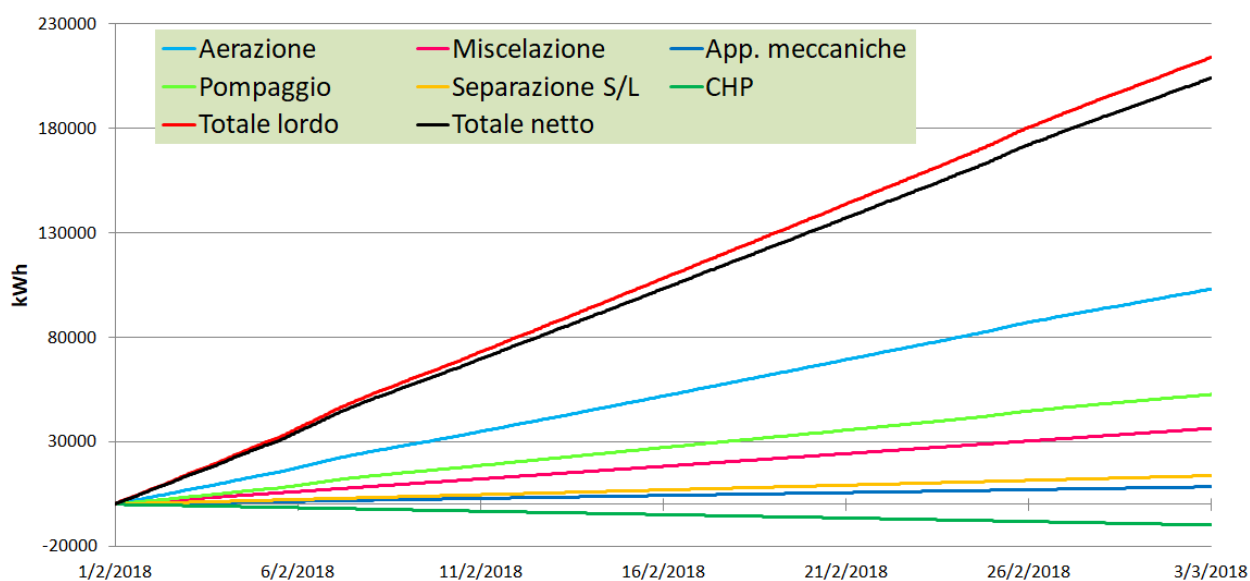


Figura 10. Andamento cumulativo della energia utilizzata nel periodo di simulazione

In figura 11 si può vedere la ripartizione percentuale di energia utilizzata tra le principali categorie di utenze.

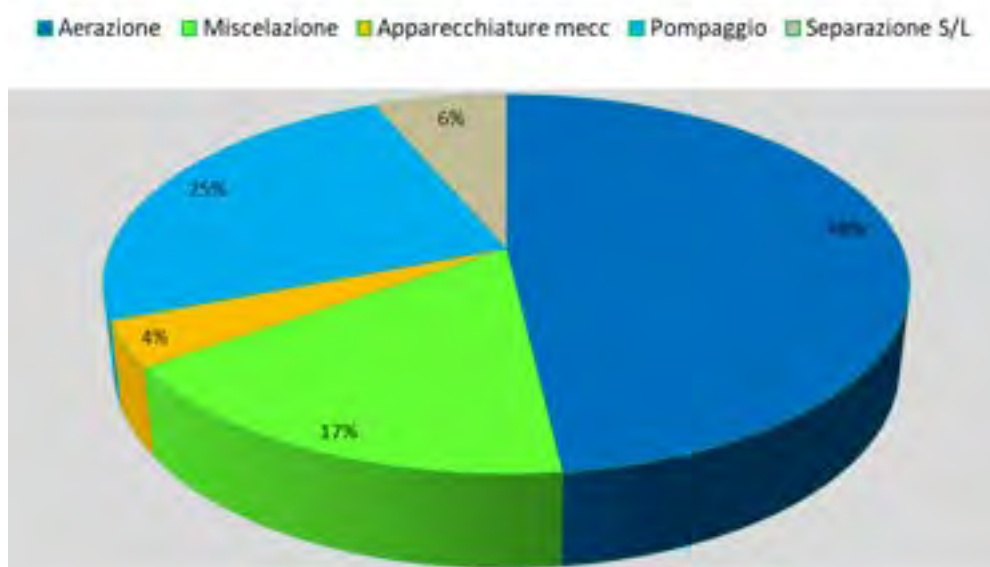


Figura 11. Percentuale di energia utilizzata ripartita fra le diverse utenze

Si noti come l'aerazione rappresenti la principale voce di consumo, seguita da sistemi di pompaggio e miscelazione. Entrando nello specifico dei consumi in aerazione, nel grafico successivo (Figura 12) è rappresentato l'andamento nel tempo dell'ossigeno disciolto in una delle quattro vasche di aerazione, disposte in parallelo. Insieme all'ossigeno si riporta l'andamento della portata d'aria insufflata nella stessa vasca. Si può notare che, per il mantenimento di una concentrazione di 2.5 mg/l, valore molto elevato su cui è settato il sistema di regolazione dell'impianto, occorre una portata d'aria che varia tra 1500 e 2000 m³/h con picchi che, in corrispondenza dei picchi di carico di sostanza organica in ingresso, superano i 2200 m³/h, determinando gli elevati consumi riscontrati in aerazione.

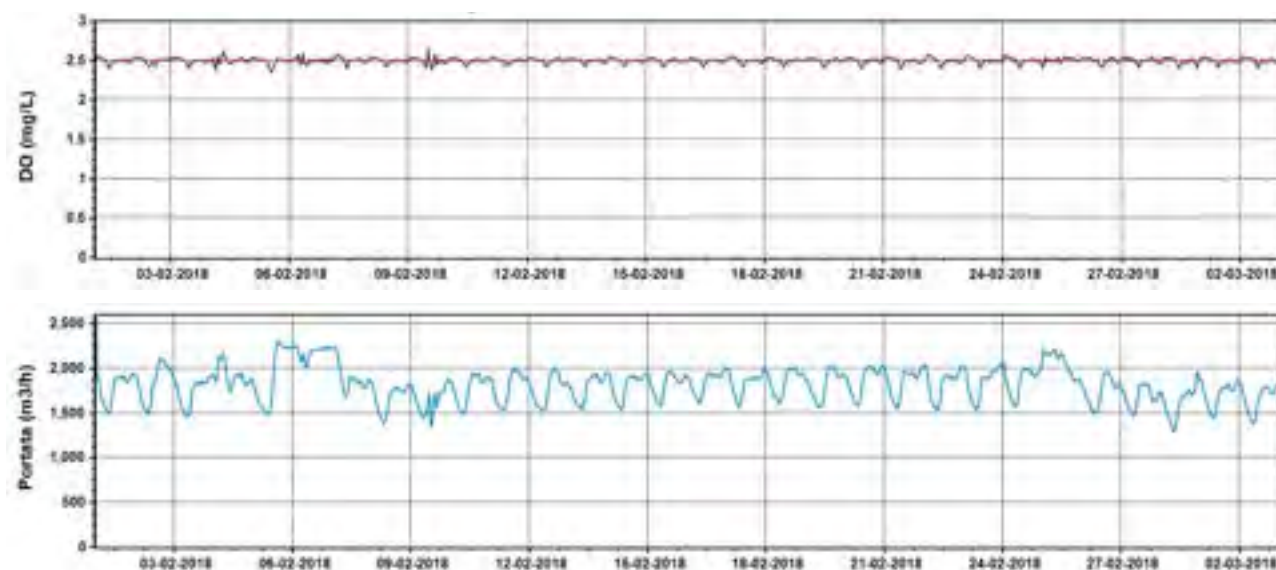


Figura 12. Andamento mensile dell'ossigeno disciolto (in alto) e della portata d'aria insufflata nelle vasche di ossidazione (in basso)

L'impianto modellato è inoltre caratterizzato da una bassa produzione di biogas; questo dato è chiaramente visibile nel grafico di figura 13 che ne riporta l'andamento della produzione e della composizione nel tempo.

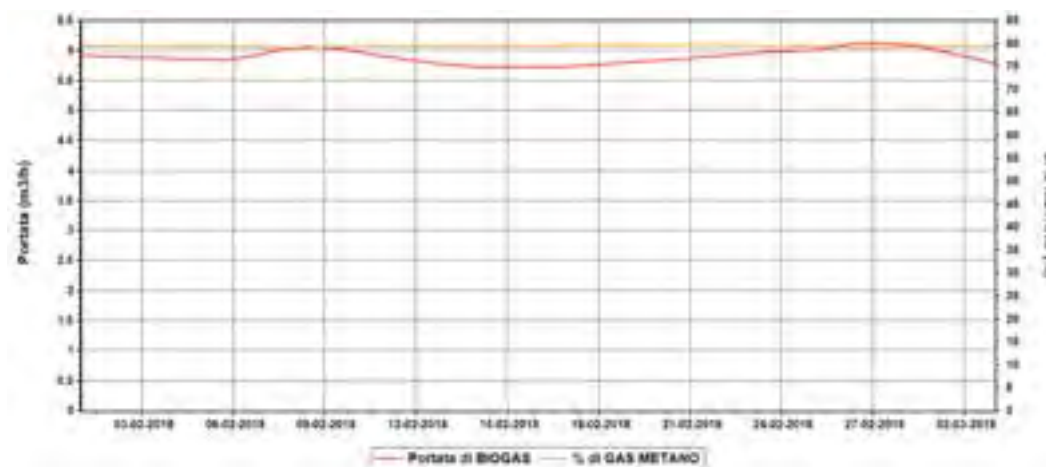


Figura 13. Andamento mensile della produzione e composizione di biogas in digestione anaerobica

Tale produzione è perfettamente compatibile con la rimozione riscontrata di solidi volatili nel digestore anaerobico visibile dal grafico di figura 14.

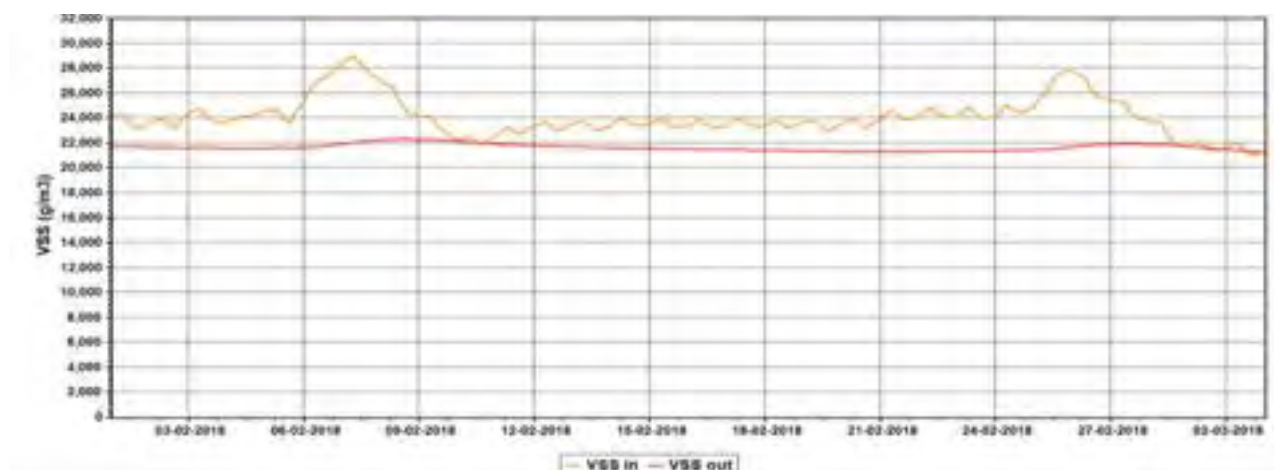


Figura 14. Rimozione dei solidi volatili in digestione anaerobica

Si consideri che un tipico impianto di digestione mesofila anaerobica, che riceve fanghi secondari, è in grado di produrre 5-6 l/ab giorno di biogas rimuovendo il 20-30% di SSV [1] [7], a fronte dei valori di 2 l/(ab giorno) di biogas prodotto e del 10 % di sostanza organica volatile rimossa, riscontrati sull'impianto in oggetto. Il basso valore riscontrato è dovuto principalmente allo stato di parziale intasamento dell'unico digestore anaerobico in servizio, per cui si è stimato un volume effettivamente utile di 900 su 1400 m³. Inoltre, nella configurazione attuale dell'impianto, il tempo di residenza cellulare (19 giorni) risulta elevato e di conseguenza il fango in arrivo al processo di digestione è già altamente mineralizzato e quindi a basso potenziale di biometanazione. Questa caratteristica, tipica dei processi a fanghi attivi ad aerazione estensiva, comporta anche quel consumo elevato dei sistemi di aerazione già citato.

2.2 Impianto di trattamento dei reflui industriali, ID-3

L'impianto di depurazione oggetto dello studio, ha una potenzialità di progetto pari a 50.000 AE, riceve un flusso originato da produzioni industriali del settore alimentare, caratterizzato da una elevata concentrazione di substrato organico (1480 gCOD/m^3) e una portata media di $2600 \text{ m}^3/\text{giorno}$. Si tratta di un classico impianto a fanghi attivi, con pre-denitrificazione e nitrificazione.

I processi produttivi aziendali generano numerosi flussi di acque reflue da trattare, caratterizzati da concentrazioni di inquinanti e da temperature differenti, motivo per il quale in testa all'impianto di trattamento delle acque reflue vi è una vasca di omogeneizzazione, munita di dispositivi di agitazione e miscelazione (tipo Flow-jet) e di pompa di rilancio con regolatore, che alimentano il selettore. La vasca di omogeneizzazione, con un volume di 3100 m^3 , dimensionata per un tempo di permanenza massimo di 28 ore sulla portata di progetto, permette di attenuare le fluttuazioni delle portate e dei carichi inquinanti, tipici del funzionamento batch del processo industriale, nonché di normalizzare i picchi di temperatura di alcuni flussi in arrivo all'impianto. L'effetto è un flusso in ingresso all'impianto con portata grosso modo costante durante la giornata e calo significativo soltanto nel fine settimana quando, a causa dell'arresto della produzione, la vasca di omogeneizzazione progressivamente si svuota. La temperatura (in media di 27°C) e le concentrazioni dei parametri inquinanti non presentano grosse fluttuazioni.

La vasca di denitrificazione, con un volume di 1800 m^3 , presenta un comportamento idrodinamico tipico dei reattori a miscelazione completa CSRT ed è dotata di un sistema di agitatori sommersi da fondo.

Il flusso in uscita dalla vasca di denitrificazione viene inviato nella vasca di nitrificazione, dove sono assicurate condizioni aerate per la presenza di diffusori sommersi a bolle fini, alimentati da tre compressori per l'insufflaggio d'aria; i 4/5 della portata totale in uscita da tale vasca vengono rimandati in testa alla vasca di denitrificazione, tramite pompe di ricircolo. La vasca, dalla particolare forma anulare munita di pale sul fondo, che imprimono all'acqua un flusso rotatorio, presenta caratteristiche di funzionamento intermedio tra quello con flusso a pistone e quello completamente miscelato. Si tratta quindi di un reattore ibrido, che si è deciso di simulare con due reattori completamente miscelati posti in serie, ciascuno di un volume pari a 2125 m^3 , per un volume complessivo di 4250 m^3 . I dischi di diffusione d'aria, essendo installati da qualche anno, hanno una efficienza non più ottimale; per tenerne conto, sono stati impostati ad hoc i parametri k_1 e k_2 che incidono sull'efficienza di insufflazione d'aria.

In particolare, i parametri sopra citati, incidono sul calcolo della costante C secondo l'espressione [403]:

$$C = k_1(PC)^{0.25} + k_2$$

E quindi, indirettamente, incidono sul calcolo del coefficiente globale di trasferimento di massa (K_La), secondo l'espressione[3]:

$$K_La = C U_{sg}^Y - U_{sg \text{ in}} [\text{m}^3/(\text{m}^2 \text{ d})]$$

Segue l'unità di sedimentazione secondaria, che presenta una forma circolare per un volume di 1800 m^3 .

Il valore della portata di ricircolo della miscela aerata è costante e pari a $480 \text{ m}^3/\text{h}$; il valore della portata di ricircolo dei fanghi in uscita dal sedimentatore è uguale alla portata in ingresso all'impianto.

Nel reattore biologico viene mantenuta una concentrazione di solidi sospesi pari a 4.5 KgTSS/m^3 ; si riscontra un rapporto tra solidi volatili e solidi sospesi di 0.9 e si calcola un'età del fango (SRT) pari a circa 50 giorni. La linea di trattamento delle acque termina con una vasca di disinfezione, in cui si esegue il dosaggio di ipoclorito di sodio. L'acqua chiarificata e disinfettata viene scaricata per gravità in un corpo idrico superficiale, pertanto deve rispettare i requisiti indicati in Tabella 3 dell'allegato 5 – parte terza D.Lgs. n. 152/2006 (i.e. azoto ammoniacale $< 15 \text{ mgN/l}$, azoto nitrico $< 20 \text{ mgN/l}$) [2].

Il fango di supero, estratto dal sedimentatore con continuità, viene sollevato al processo di trattamento dei fanghi. Il fango viene sottoposto a pre-ispessimento a gravità, digestione aerobica, post-ispessimento a gravità e disidratazione. Il pre-ispessimento dei fanghi è una vasca circolare di 400 m^3 , dalla quale si estrae

una portata di fango pari a $30 \text{ m}^3/\text{giorno}$ con un contenuto di sostanza secca del 3%; questo flusso viene inviato a stabilizzazione aerobica in un digestore caratterizzato da un volume di 1000 m^3 e un HRT di 34 giorni; segue una unità di post-ispessimento (vasca circolare di 400 m^3), dalla quale si estrae una portata di $22 \text{ m}^3/\text{giorno}$, contenente il 4 % di sostanza secca. Infine l'unità di disidratazione meccanica permette di estrarre fanghi al 20 % di siccità.

Modellazione dell'impianto

Il modello dell'impianto ID -3 è stato realizzato utilizzando il software Biowin 5.3. Come per il modello ID -1, anche in questo caso, in una prima fase è stata implementata la sola linea acque e dopo aver confrontato i risultati, con lo stesso modello già realizzato dall'Università di Parma (utilizzando il software WEST della DHI) nel PAR 2016, si è provveduto ad implementare anche la linea fanghi dell'impianto.

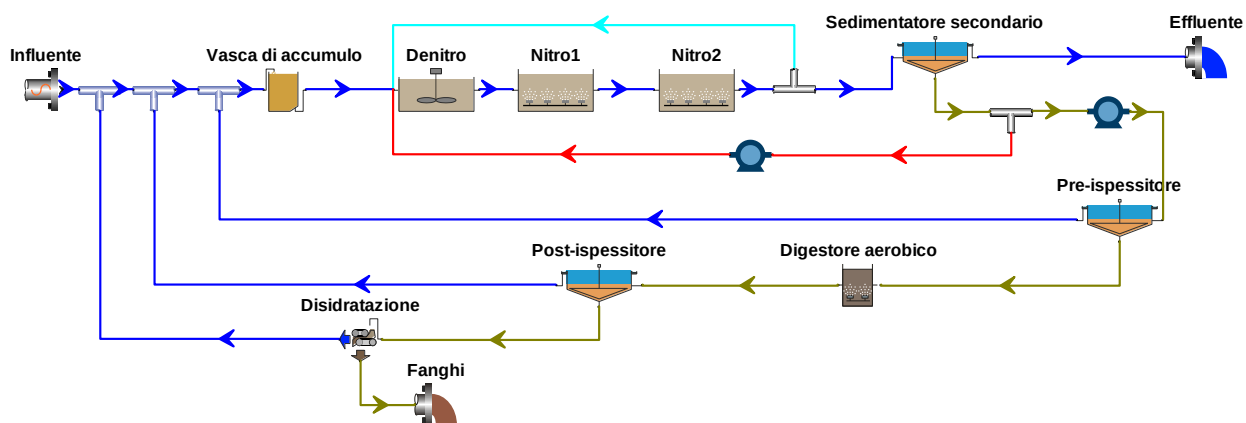


Figura 15. Schema dell'impianto modellato ID-3_Scenario 0

Le simulazioni statiche sono state condotte impostando i valori medi delle concentrazioni in ingresso, mentre per le simulazioni dinamiche è stata inserita la variabilità di portata, misurata con cadenza giornaliera per un periodo di 120 giorni, mantenendo costanti le concentrazioni degli inquinanti (di conseguenza il carico varia proporzionalmente alla portata in ingresso).

L'andamento dinamico delle portate per il periodo considerato si riporta in figura 16.

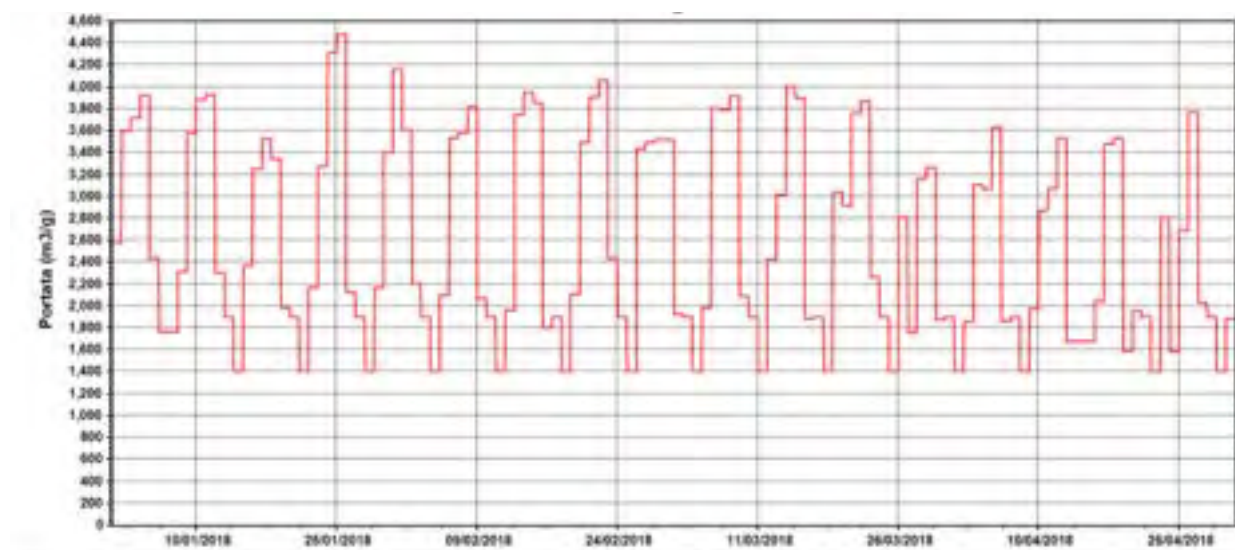


Figura 16. Andamento della portata in ingresso all'impianto per i 120 giorni di simulazione_Scenario 0

Una delle tipicità dell'impianto modellato è legata proprio all'andamento della portata in ingresso, che presenta delle fluttuazioni cicliche settimanali con i maggiori picchi di flusso che si verificano nei giorni centrali della settimana. Questo risulta direttamente legato al tipo di attività produttiva realizzata dall'industria in esame.

La concentrazione di inquinanti invece, soprattutto per l'effetto di omogeneizzazione della vasca di accumulo iniziale, non presenta significative fluttuazioni e per questo, ai fini della modellazione, se ne è assunto un valore costante, pari alla media dei valori misurati. In figura 17 si mostra l'andamento nel tempo della concentrazione di sostanza organica in ingresso e in uscita dall'impianto di trattamento.

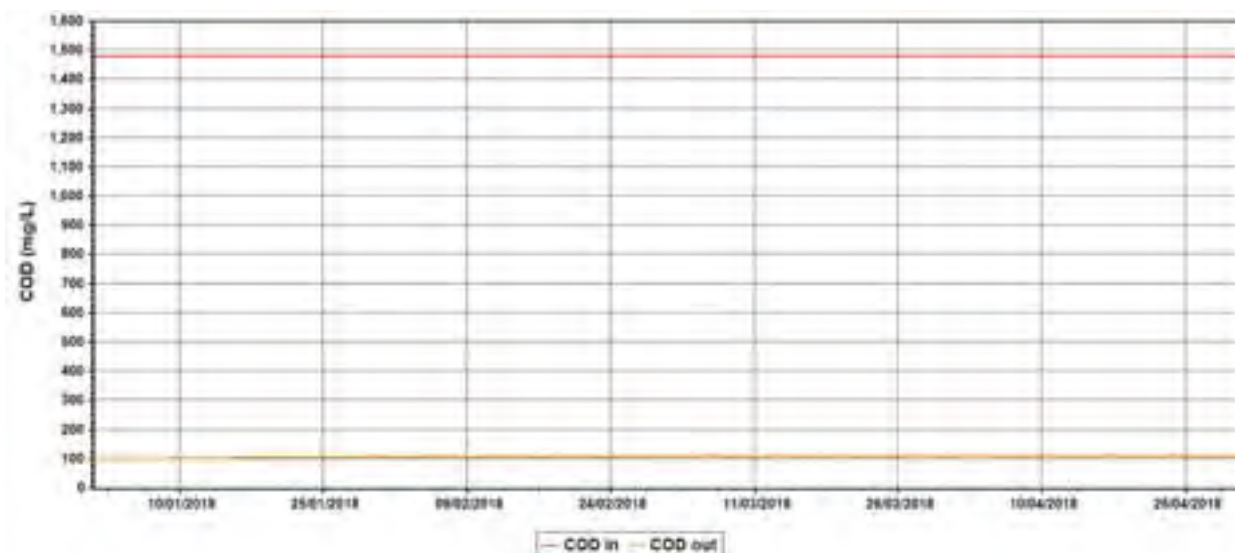


Figura 17. Andamento della concentrazione della sostanza organica in ingresso e in uscita dall'impianto per i 120 giorni di simulazione_Scenario 0

Si noti come anche la concentrazione di sostanza organica in uscita all'impianto risulta poco variabile e rispetta sempre i limiti richiesti per le acque reflue industriali che recapitano in acque superficiali, con un elevato margine di sicurezza ($COD < 160 \text{ mgO}_2/\text{l}$, come da Tabella 3 – Allegato 5 del D.Lgs 152/06)[2].

In figura 18 si mostra l'andamento della concentrazione di azoto totale in ingresso all'impianto (anch'essa assunta costante per le ragioni già citate) e delle diverse forme azotate in uscita dall'impianto di trattamento.



Figura 18. Andamento della concentrazione dell'azoto (in ingresso) e dell'azoto ammoniacale e nitriti+nitrati (in uscita) dall'impianto per i 120 giorni di simulazione_Scenario 0

Anche in questo caso le forme azotate, quali l'azoto ammoniacale, i nitriti e i nitrati, risultano rispettare ampiamente le concentrazioni consentite allo scarico (azoto ammoniacale < 15 mgNH₄/l, azoto nitroso < 0.6 mgN/l, azoto nitrico < 20 mgN/l; come da Tabella 3 – Allegato 5 del D.Lgs 152/06) [2].

In aggiunta, il nuovo modello ha permesso di valutare il funzionamento della linea fanghi. Nel diagramma di flusso solido di figura 19 si può vedere il corretto funzionamento della sedimentazione secondaria; si nota come il flusso solido applicato risulta sempre inferiore al flusso solido limite, la concentrazione dei fanghi in ingresso si mantiene intorno ai 5 kgSS/m³ e la concentrazione del fango in uscita circa 9 kgSS/m³.

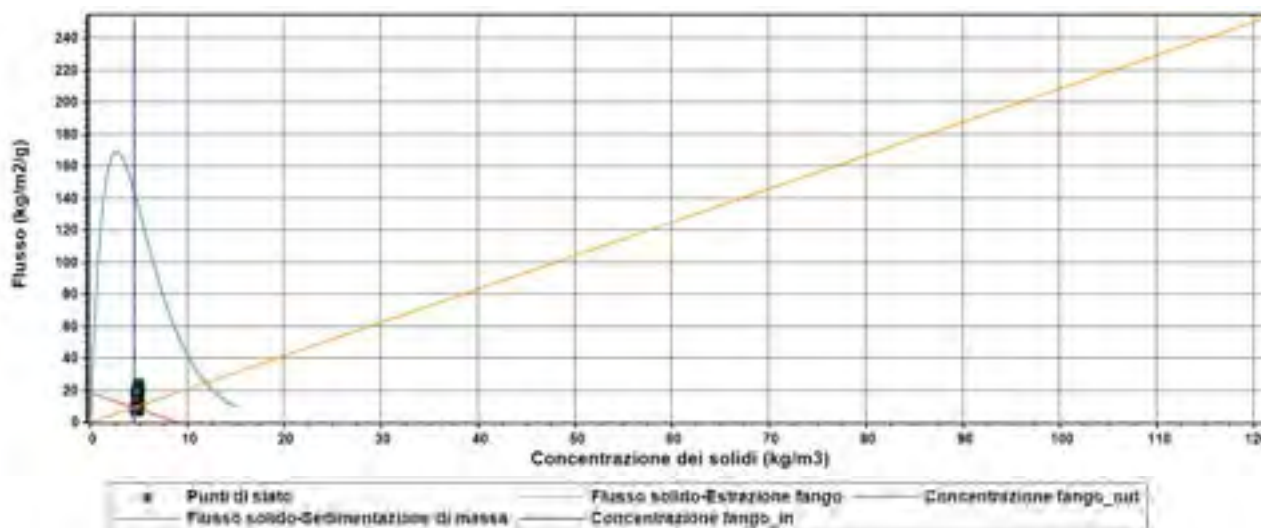


Figura 19. Diagramma di flusso solido generato dal funzionamento del sedimentatore secondario durante i 120 giorni di simulazione_Scenario 0

In figura 20, risulta possibile monitorare tutta la linea fanghi in termini di concentrazione dei solidi sospesi, partendo dai valori in vasca biologica, passando al sedimentatore secondario, al pre-ispessitore, al digestore aerobico e per finire all'uscita del post-ispessitore, prima della disidratazione meccanica.

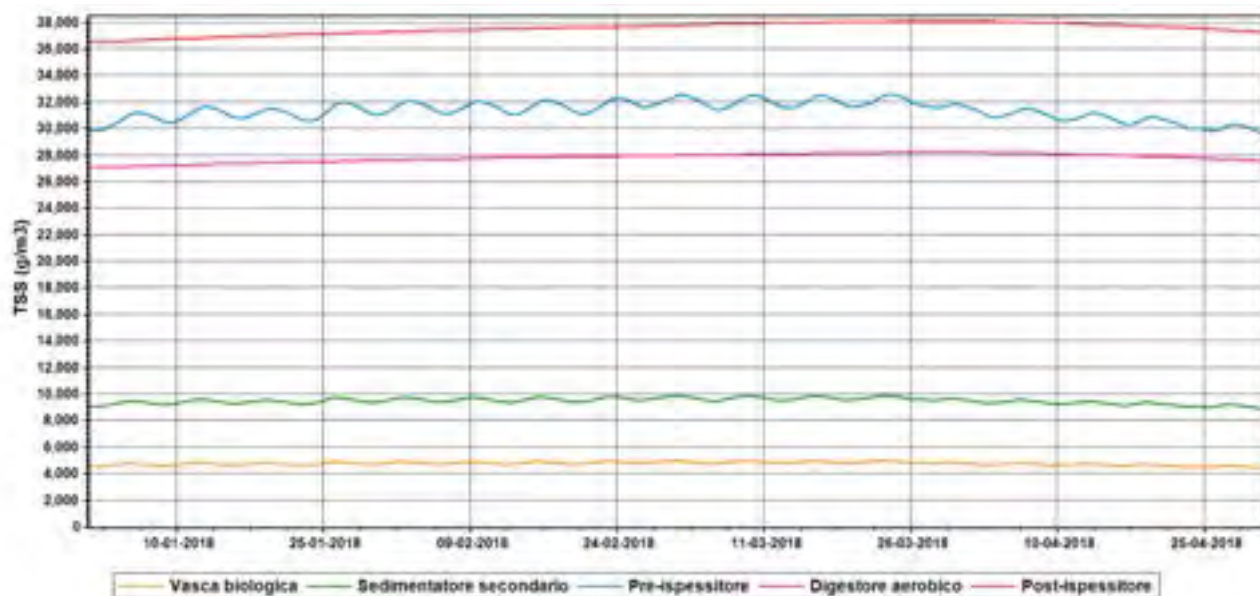


Figura 20. Andamento della concentrazione dei solidi sospesi totali in vasca biologica e nella linea fanghi per i 120 giorni di simulazione_Scenario 0

Per quel che concerne il processo di digestione aerobica, le simulazioni hanno riscontrato, per l'impianto in oggetto, una rimozione di circa il 10 % della sostanza organica volatile, come evidenziato dal grafico di figura 21; un valore basso, se si considera che per un tipico impianto di digestione aerobica, che riceve fanghi secondari, si hanno generalmente valori di abbattimento dei solidi volatili intorno al 35 % [9] [1].

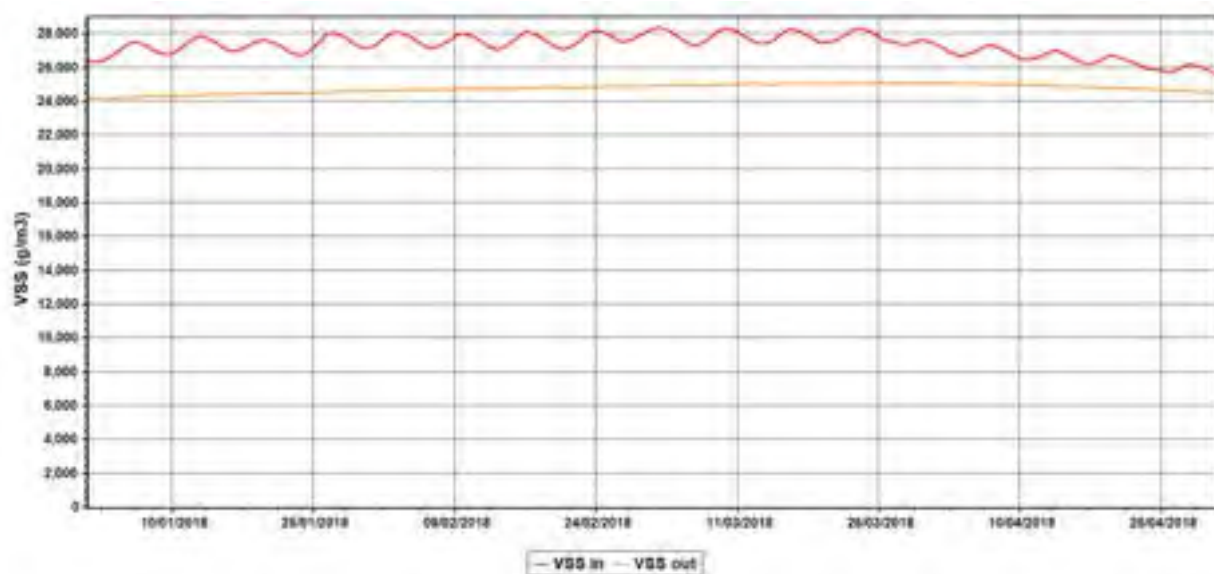


Figura 21. Andamento di rimozione dei solidi volatili in digestione aerobica_Scenario 0

Nell'impianto si ha una ridotta portata di fanghi di supero, che comporta elevati tempi di residenza media cellulare; di conseguenza il fango in arrivo al processo di digestione aerobica risulta già altamente

mineralizzato; tale politica di gestione caratterizza l'impianto come un processo a fanghi attivi ad aerazione estensiva e, pur riducendo i fabbisogni di aerazione del digestore fanghi, comporta un consumo elevato per i sistemi di aerazione delle vasche biologiche.

In aggiunta ai dati di processo, per l'impianto in oggetto, sono stati acquisiti dati di potenza assorbita delle maggiori utenze, tra cui: sistema di aerazione delle vasche di trattamento aerobico, sistemi di miscelazione, utenze meccaniche, sistemi di pompaggio, etc. Le due maggiori tipologie di consumi elettrici dell'impianto sono rappresentate dai sistemi di aerazione e di miscelazione. Per la modellazione dei primi, sono state definite (in maniera analoga a quanto fatto per il modello ID-1) le caratteristiche dei gruppi di alimentazione dell'aria, scegliendo il metodo di calcolo più idoneo per le specifiche macchine. I consumi di miscelazione, di disidratazione e quelli delle apparecchiature meccaniche, come carri ponte di sedimentatori e ispessitori, pre-trattamenti, etc., sono stati inseriti nel modello su base parametrica. Per i sistemi di pompaggio, sollevamento iniziale, ricircolo miscela aerata, ricircolo fanghi e supero, caricamento unità della linea fanghi, sono stati inseriti valori di potenza costanti, viste le limitate fluttuazioni riscontrate. La modellazione eseguita ha permesso di quantificare l'andamento nel tempo dei consumi energetici totali e di ciascuna tipologia di sistema energivoro che caratterizza l'impianto, con notevole completezza e dettaglio, come visibile dal grafico di figura 22.

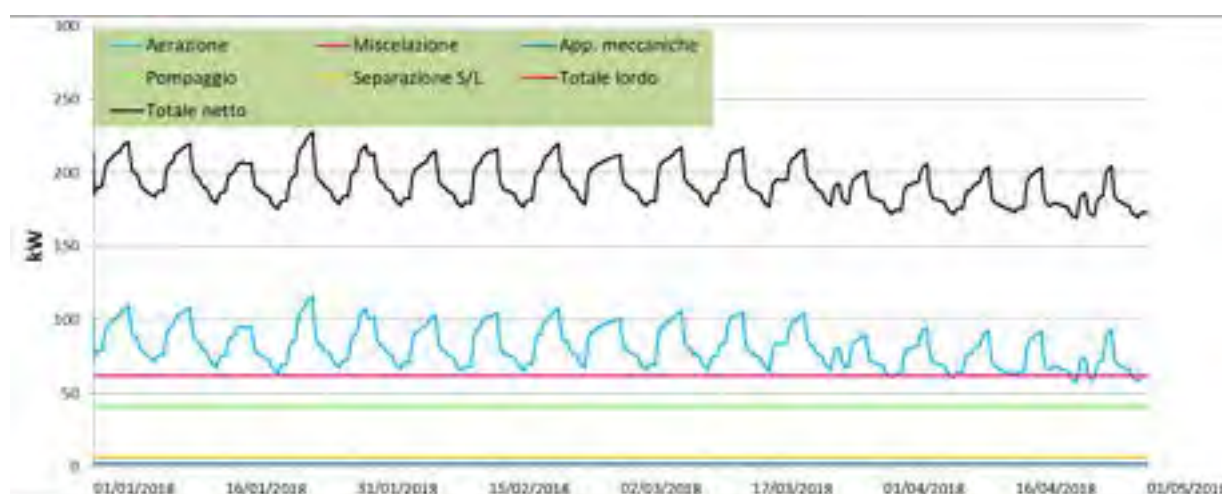


Figura 22. Andamento della potenza assorbita dall'impianto per le diverse utenze per i 120 giorni di simulazione_Scenario 0

L'andamento della potenza assorbita dai sistemi di aerazione, prevale su quella assorbita dai sistemi di pompaggio, miscelazione, apparecchiature elettromeccaniche e disidratazione fanghi (separazione S/L). Il fabbisogno totale, dato dalla somma dei precedenti, coincide con il fabbisogno netto, non essendo il sistema in grado di generare energia, con l'attuale configurazione. La tabella 2 riporta, per tutte le voci di utenza elettrica sopra citate, il valore di potenza assorbita media per l'intero periodo di simulazione.

Tabella 2. Potenza media assorbita dai sistemi energivori dell'impianto di depurazione

SISTEMA	Aerazione	Miscelazione	App meccaniche	Pompaggio	Separazione S/L	CHP	Tot lordo	Tot netto
kW	81	62	2	41	6	0	193	193

La figura 23 riporta, per le stesse categorie di utenze, l'andamento cumulativo dell'energia utilizzata nel periodo di simulazione. Si è calcolato un valore di circa 556000 kWh di energia totale, di cui circa 235000 kWh imputabile al sistema di aerazione e 180000 kWh al sistema di miscelazione, per i 120 giorni di simulazione.

Proiettando i dati ottenuti su base annua, si stima un consumo di energia totale pari a 1.7 milioni di kWh/anno, di cui 0.7 milioni di kWh/anno per il sistema di aerazione e 0.5 milioni di kWh/anno per il sistema di miscelazione.

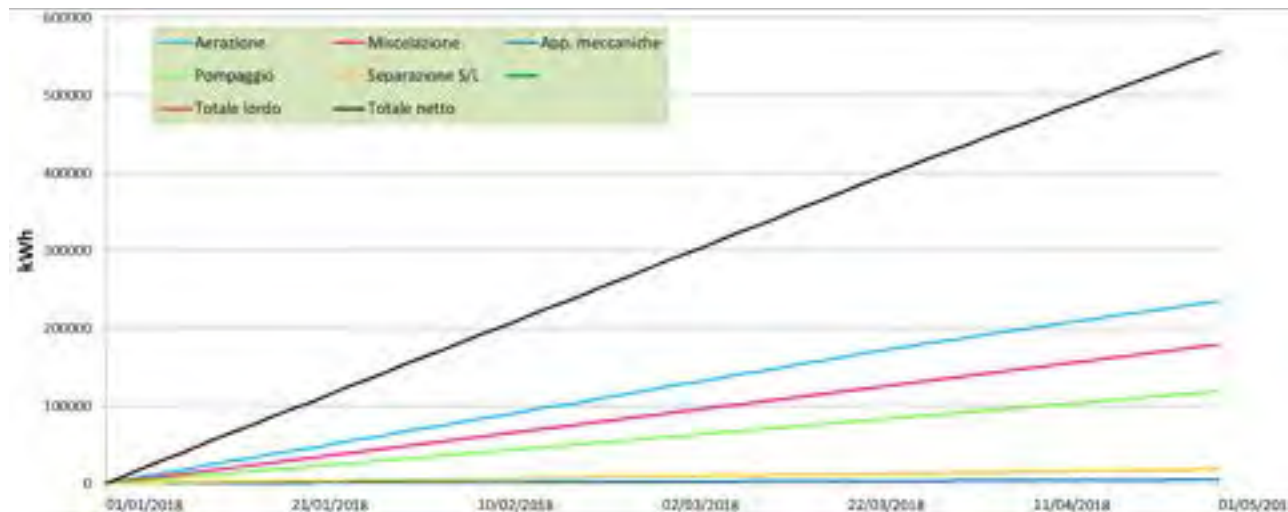


Figura 23. Andamento cumulativo della energia utilizzata nel periodo di simulazione_Scenario 0

In figura 24, si riporta un grafico a torta con le percentuali di energia utilizzata ripartite fra le diverse utenze.

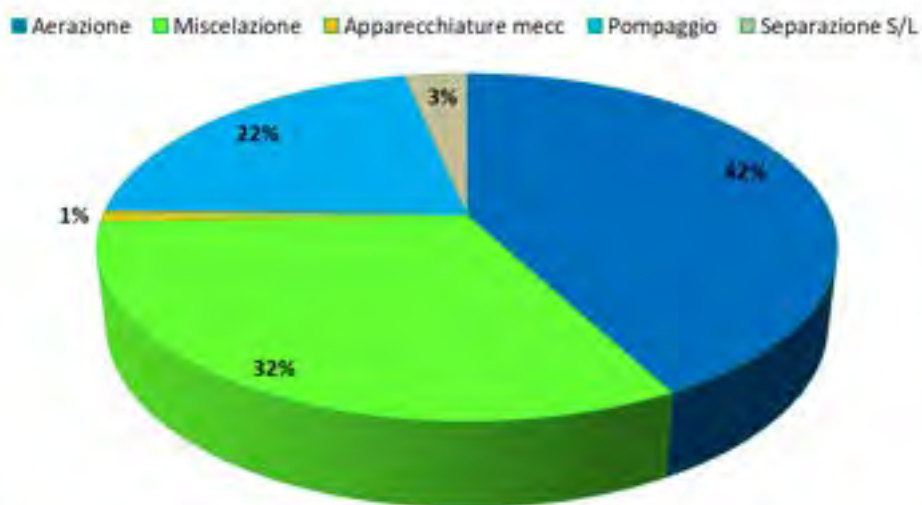


Figura 24. Percentuale di energia utilizzata ripartita fra le diverse utenze_Scenario 0

Il maggior consumo, visibile anche dal grafico di figura 23, si realizza in aerazione, a causa della concentrazione costante ed elevata dell'ossigeno disciolto, impostato in vasca biologica; a seguire si nota il consumo di miscelazione totale, principalmente dovuto alla vasca di omogeneizzazione, necessaria alla miscelazione dei reflui in arrivo in testa all'impianto (con un tempo di residenza pari a 1.2 giorni, il suo sistema di agitazione e miscelazione incide per la gran parte della quota di miscelazione).

Il modello assume una concentrazione costante di $1.8 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ nella vasca di nitrificazione_2 e di $0.2 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ nella vasca di nitrificazione_1; questo risultato (figura 25<) è compatibile con il funzionamento reale dell'impianto oggetto della modellazione. Il sistema di aerazione installato sulla vasca di nitrificazione è di capacità sufficiente a garantire sempre il mantenimento della concentrazione di set-point impostata in vasca ($1.8 \text{ g O}_2/\text{m}^3$), tramite un "controller" dinamico basato su soglie di ossigeno.

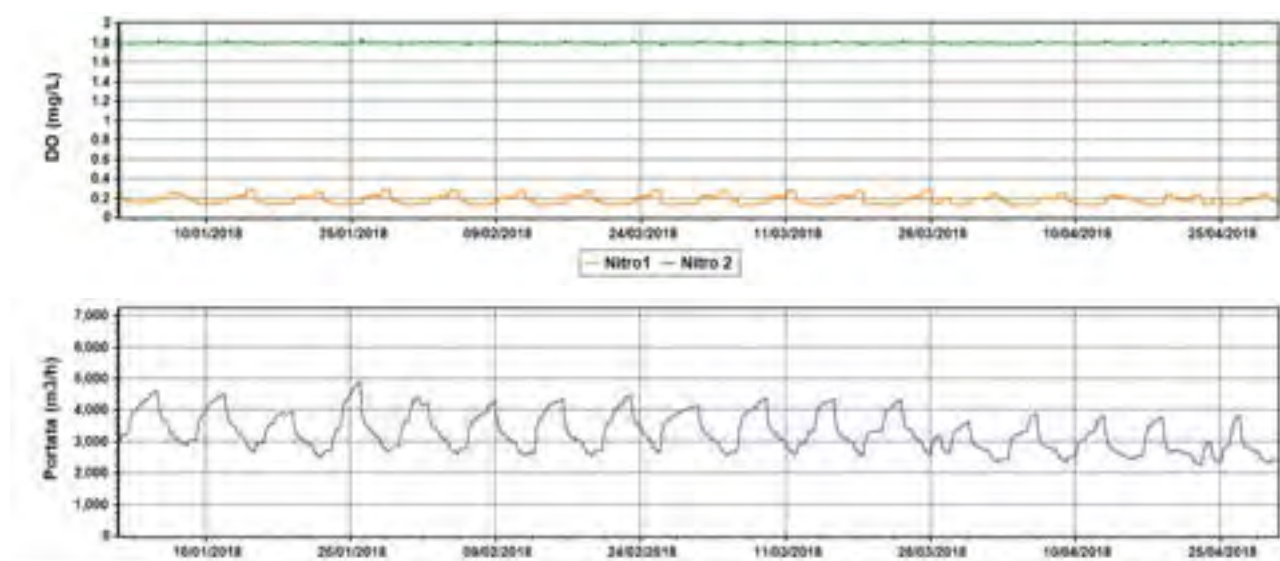


Figura 25. Andamento dell'ossigeno disciolto (in alto) e della portata d'aria insufflata nelle vasche di ossidazione (in basso) per i 120 giorni della simulazione – Scenario 0.

Si può notare che, per il mantenimento della concentrazione a cui è settato il sistema di regolazione dell'impianto, occorre una portata d'aria che varia tra 3000 e 4000 m³/h con picchi che, in corrispondenza dei picchi di carico di sostanza organica in ingresso, superano i 4500 m³/h, determinando gli elevati consumi riscontrati in aerazione.

La simulazione degli impianti di depurazione rappresentano uno strumento utile, sia in fase di progettazione sia in fase di verifica dei processi chimici, fisici e biologici che hanno luogo nelle diverse unità di trattamento; in ottica di efficientamento energetico, permettono di riprodurre in maniera efficace diversi scenari, sui quali poter realizzare confronti e valutazioni tecnico-economiche.

Per l'impianto ID-3 sono stati realizzati 5 diversi scenari di efficientamento energetico; in tabella 3 si riportano i risultati ottenuti in termini di potenza assorbita per ciascun sistema energivoro, che caratterizza l'impianto.

Tabella 3. Potenza media assorbita dai sistemi energivori dell'impianto di depurazione per ogni scenario

	Scenario 0	EFF1	EFF2	EFF3	EFF4	EFF5
Aerazione (kW)	81	45	40	41	37	27
Miscelazione (kW)	62	62	66	66	66	66
App meccaniche (kW)	2	2	2	2	2	2
Pompaggio (kW)	41	41	41	41	41	41
Separazione S/L (kW)	6	6	6	6	6	6
Totale (kW)	193	157	155	156	152	142
CHP (kW)	0	0	-4	-9	-21	-28
Netto (kW)	193	157	151	147	131	115

Nei paragrafi seguenti si illustrano e si discutono i risultati ottenuti per ogni scenario.

Scenario di efficientamento 1

Dopo aver individuato il principale sistema energivoro dell'impianto modellato, ovvero il sistema di aerazione, principalmente a causa delle elevate concentrazioni di COD in ingresso e delle impostazioni del controllore, si sceglie di focalizzare il primo intervento di efficientamento sulle modalità di riduzione di tale consumo. Viene sostituito il controllore dell'ossigeno disciolto di tipo PI con un altro controllore di tipo PID, capace di dosare in modo più preciso la portata d'aria nella vasca biologica, in base alle effettive esigenze di nitrificazione.

Il grafico di figura 26 mostra il nuovo andamento della concentrazione di ossigeno disciolto e della portata d'aria insufflata in vasca biologica. Come si può osservare dal confronto con il grafico di figura 25, la portata d'aria risulta molto più ridotta, perché in questo scenario il set-point dell'ossigeno disciolto viene regolato in base al valore di ammoniaca in uscita e viene settato dal controllore a livelli decisamente più bassi rispetto allo scenario precedente (DO fisso a 1.8 mg/l).

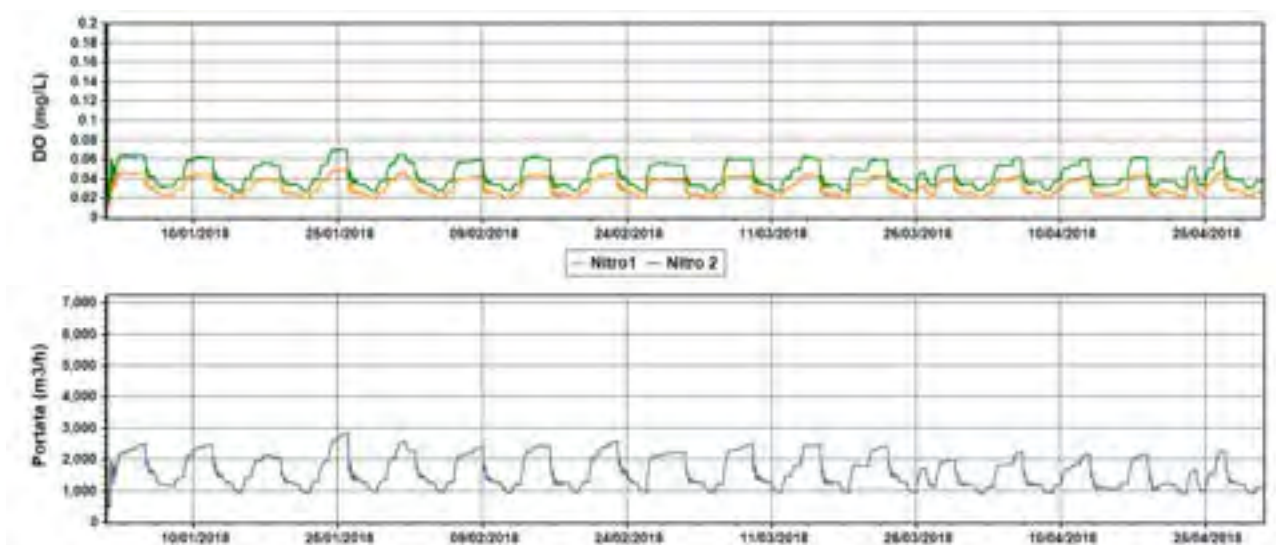


Figura 26. Andamento dell'ossigeno disciolto (in alto) e della portata d'aria insufflata nelle vasche di ossidazione (in basso) per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF1

Una riduzione del flusso d'aria risulta direttamente associato ad una riduzione dei consumi in aerazione, come risulta possibile vedere dal grafico di figura 27.

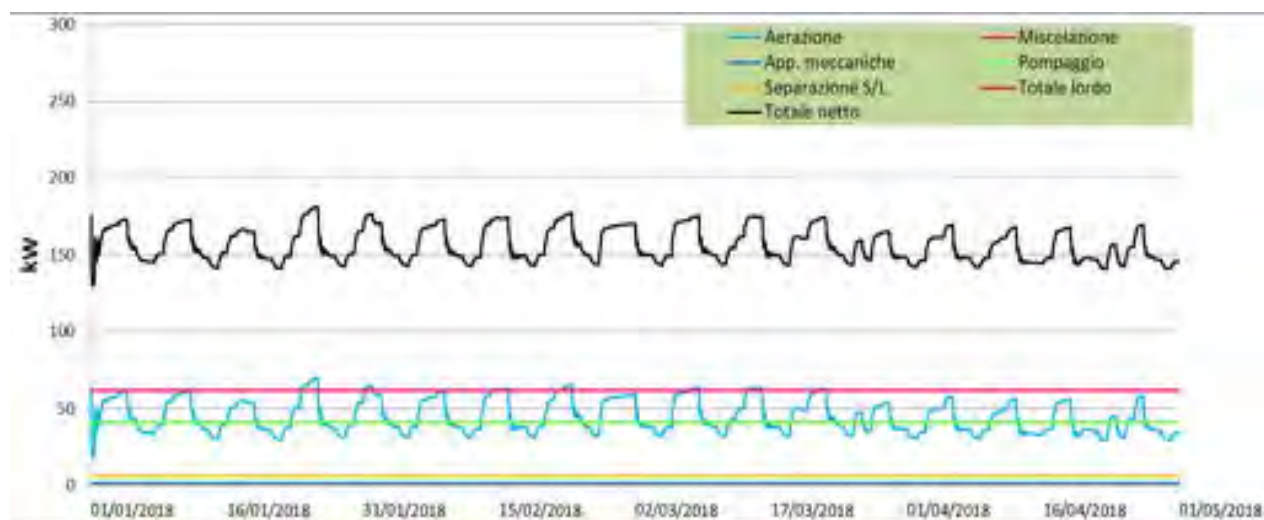


Figura 27. Andamento della potenza assorbita dall'impianto per le diverse utenze per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF1

Rispetto al grafico iniziale di figura 22 è soltanto la linea dell'aerazione che subisce un calo nel grafico della potenza assorbita e, come conseguenza, subiscono una riduzione anche gli andamenti della potenza netta e totale; anche la ripartizione in percentuale dell'energia usata dalle diverse utenze subisce una modifica, generando una riduzione della percentuale di aerazione e un aumento della percentuale di miscelazione.

Tabella 3. Potenza media assorbita dai sistemi energivori dell'impianto di depurazione – Scenario EFF1

SISTEMA	Aerazione	Miscelazione	App meccaniche	Pompaggio	Separazione S/L	CHP	Tot lordo	Tot netto
kW	45	62	2	41	6	0	157	157

Per verificare che le concentrazioni in uscita rispettino ancora i limiti richiesti, di seguito si riportano i grafici sugli andamenti nel tempo delle concentrazioni in ingresso e in uscita dall'impianto.

In figura 28 si mostra l'andamento della concentrazione della sostanza organica in ingresso e in uscita; si osserva che il valore in uscita rispetta il limite richiesto seppure con un margine di sicurezza ridotto rispetto allo scenario di partenza [2].

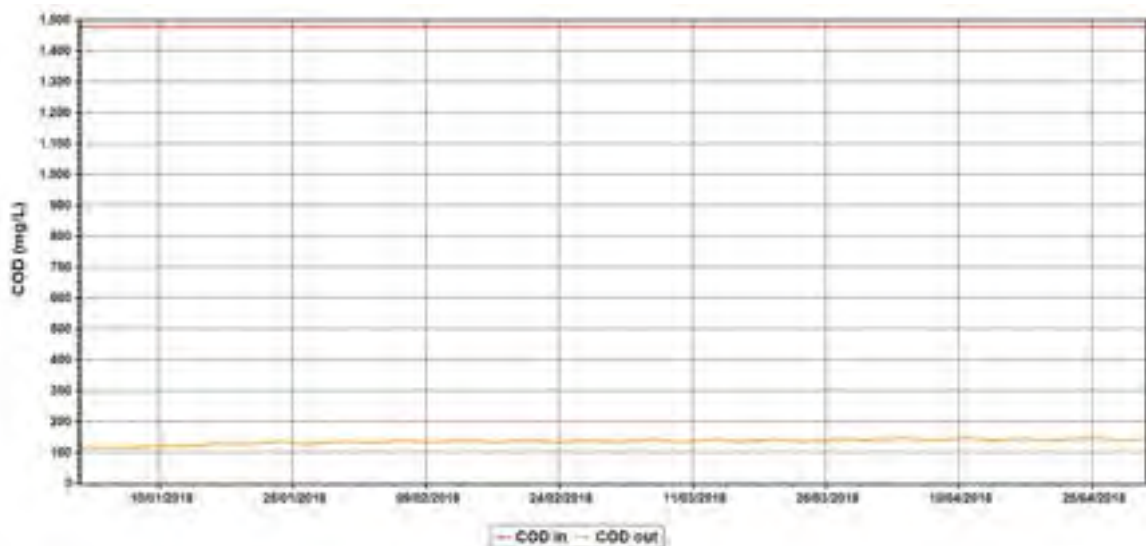


Figura 28. Andamento della concentrazione della sostanza organica in ingresso e in uscita dall'impianto per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF1

In figura 29 si mostra l'andamento nel tempo della concentrazione di azoto totale in ingresso e delle diverse forme azotate in uscita dall'impianto.



Figura 29. Andamento della concentrazione dell'azoto totale in ingresso e delle diverse forme azotate in uscita per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF1

I valori in uscita rispettano i limiti richiesti con un largo margine di sicurezza, superiore a quello dello scenario di partenza e, in particolare, si nota che la concentrazione di ammoniaca rimane costante sul valore di 2 g/m^3 , come da set-point.

Scenario di efficientamento 2

Un altro intervento che può incidere positivamente sul bilancio energetico è stato individuato nella sostituzione dell'attuale digestore aerobico con un digestore anaerobico, per la valorizzazione energetica dei fanghi di supero. La stabilizzazione anaerobica dei fanghi è indicata per elevate concentrazioni di substrato biodegradabile [8]. Il digestore anaerobico, con un volume di 700 m³, è stato dimensionato sulla base di un carico volumetrico pari a 1.2 kg SSV m⁻³ g⁻¹. La presenza di un digestore anaerobico permette di aumentare il carico applicabile FS_L nel post-ispessimento e di aumentare la percentuale di sostanza secca della portata di fango estratta, portandola dal 4 al 6% [7].

Il modello considera la valorizzazione energetica del biogas tramite generazione di energia elettrica e simultaneo recupero di calore in sistemi CHP; inoltre, calcola la quantità di energia necessaria per riscaldare i digestori anaerobici.

In figura 30 si mostra, per questo scenario, l'andamento della potenza assorbita dalle diverse utenze.

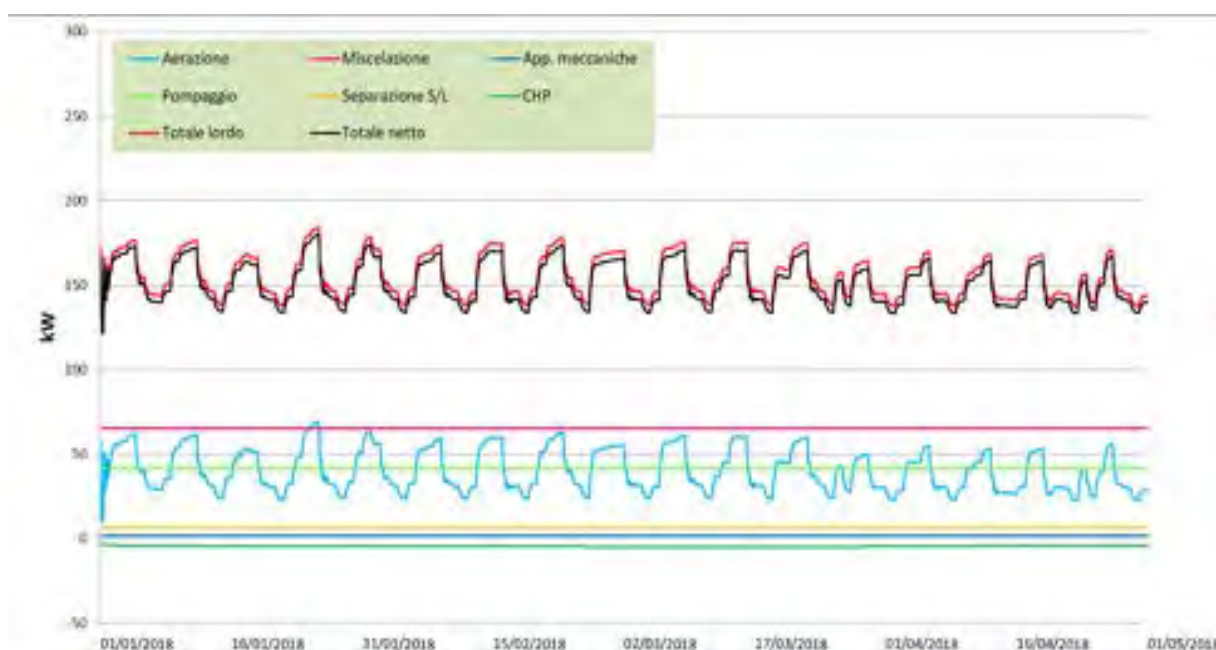


Figura 30. Andamento della potenza assorbita dall'impianto per le diverse utenze per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF2

Rispetto al grafico di Figura 27_EFF1, si osserva che l'andamento del consumo netto si discosta dal consumo totale; questo è dovuto al contributo della potenza generabile impiegando il biogas prodotto in un sistema CHP, che presenta un andamento di valori negativi, trattandosi di produzione e non di consumo. In tabella 4, i valori di potenza media assorbita dai sistemi energivori dell'impianto di depurazione:

Tabella 4. Potenza media assorbita dai sistemi energivori dell'impianto di depurazione_EFF2

SISTEMA	Aerazione	Miscelazione	App meccaniche	Pompaggio	Separazione S/L	CHP	Tot lordo	Tot netto
kW	40	66	2	41	6	-4	155	151

La produzione di biogas ottenuta viene mostrata nel seguente grafico di figura 31.

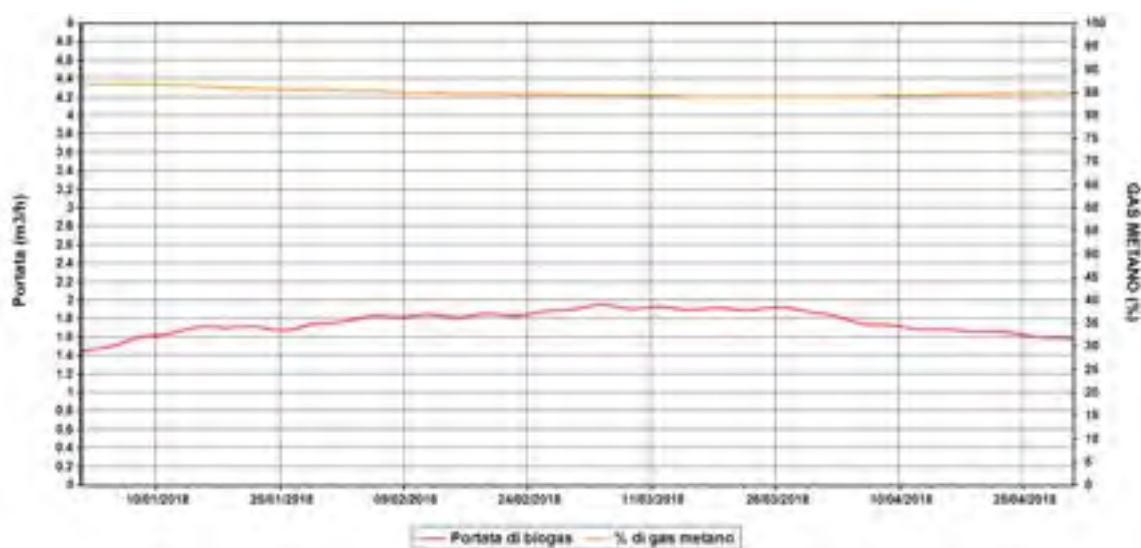


Figura 31. Andamento della produzione e composizione di biogas in digestione anaerobica per i 120 giorni di simulazione– Scenario EFF2

Nel grafico di figura 32, si mostra invece l'andamento di rimozione dei solidi volatili nel digestore per l'intero periodo di simulazione.

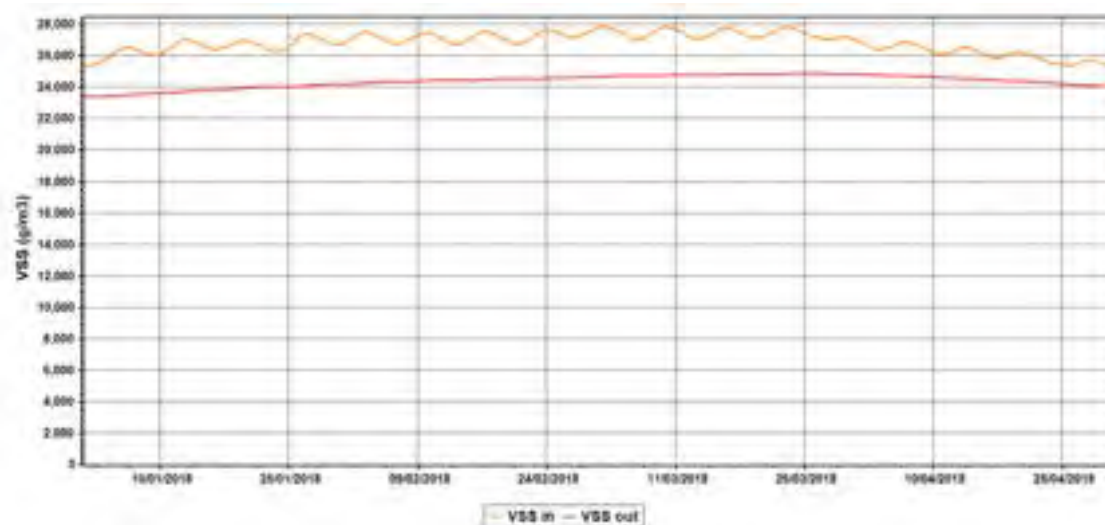


Figura 32. Rimozione dei solidi volatili in digestione anaerobica – Scenario EFF2

La produzione di biogas e la rimozione degli SSV risultano molto limitati, considerando che un tipico impianto di digestione mesofila anerobica che riceve fanghi secondari è in grado di produrre 5-6 l/(ab giorno) di biogas rimuovendo il 20-30% di SSV [1] a fronte dei valori di circa 1 l/(ab giorno) di biogas prodotto e del 10 % circa di sostanza organica volatile rimossa, riscontrati nell'attuale configurazione.

Scenario di efficientamento 3

Per ottenere un migliore risultato in termini di produzione di biogas e di abbattimento di solidi volatili, si valuta l'inserimento di un processo di pre-trattamento di idrolisi sulla linea fanghi. L'efficacia dell'unità di idrolisi termica dei fanghi sta nel conseguimento della lisi della membrana cellulare con rilascio del materiale organico intracellulare di più facile biodegradabilità; questo consente di raggiungere un'accelerazione delle cinetiche globali di degradazione, un miglioramento dei rendimenti di rimozione della componente volatile e un incremento della produzione di biogas [1].

In figura 33, il nuovo andamento della potenza assorbita dall'impianto, per le diverse utenze, mette in risalto un maggiore scostamento della potenza assorbita netta da quella totale, dovuto ad un incremento (in valore assoluto) del CHP, che in questo scenario raggiunge un valore medio di potenza pari a 9 kW (vedi Tabella 5), a fronte dei 4 kW ottenuti scenario EFF2 (vedi Tabella 4).

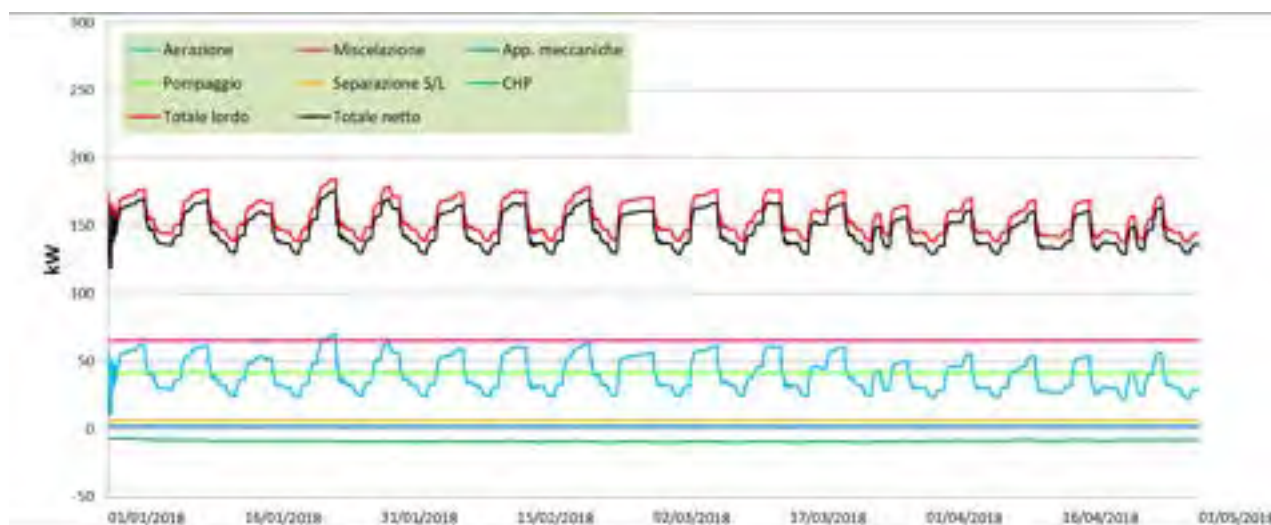


Figura 33. Andamento della potenza assorbita dall'impianto per le diverse utenze per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF3

In tabella 5, i valori di potenza media assorbita dai sistemi energivori dell'impianto di depurazione.

Tabella 5. Potenza media assorbita dai sistemi energivori dell'impianto di depurazione

SISTEMA	Aerazione	Miscelazione	App meccaniche	Pompaggio	Separazione S/L	CHP	Tot lordo	Tot netto
kW	41	66	2	41	6	-9	156	147

Come risulta possibile osservare dal grafico di figura 34, la rimozione dei solidi volatili risulta quasi raddoppiata rispetto a quanto emerso per lo scenario EFF2; si calcola infatti una riduzione di circa il 18 %.

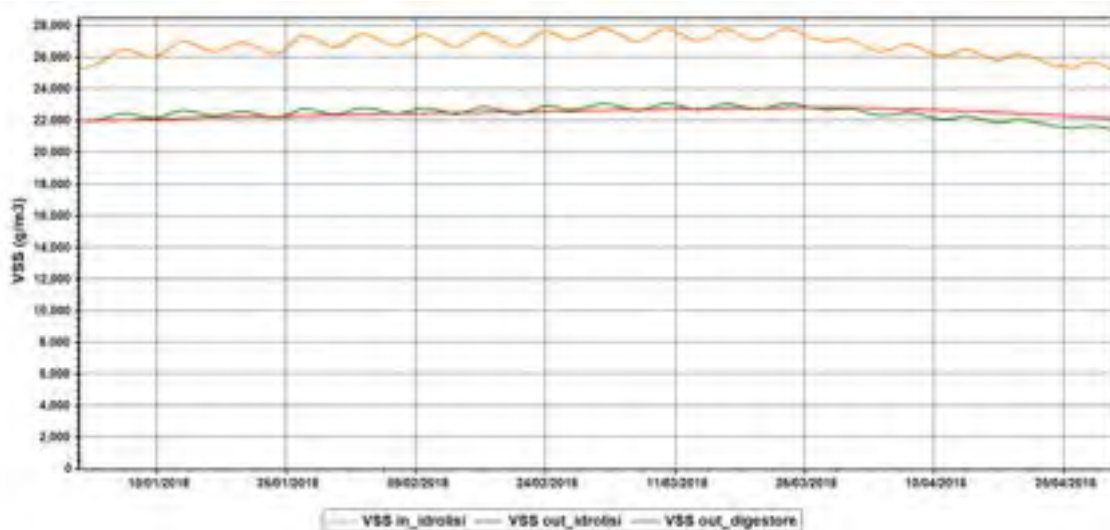


Figura 34. Rimozione dei solidi volatili in digestione anaerobica – Scenario EFF3

La rimozione della componente volatile è da imputare all'idrolisi termica e non alla digestione anaerobica, perché i due sistemi combinati agiscono come un reattore bi-stadio: le prime due fasi del processo di digestione (idrolisi e acidogenesi) avvengono principalmente nell'unità di idrolisi, mentre le altre due fasi (acetogenesi e metanogenesi) avvengono nel digestore; per cui la riduzione della sostanza organica avviene nella fase di idrolisi, mentre la produzione di biogas avviene ad opera del digestore.

Anche la produzione di biogas è raddoppiata rispetto allo scenario precedente (vedi figura 31), come mostrato dal grafico di figura 35.

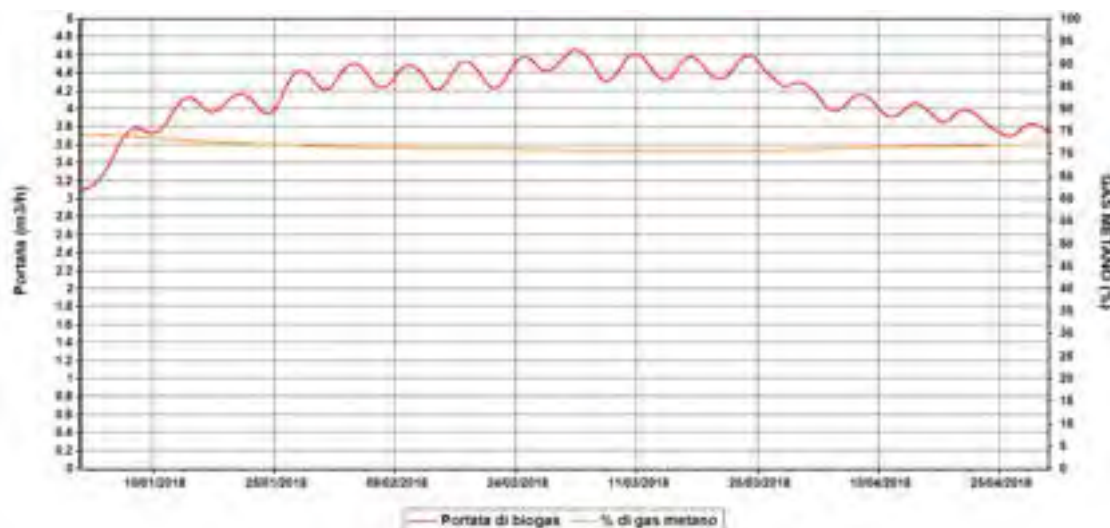


Figura 35. Andamento della produzione e composizione di biogas in digestione anaerobica per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF3

Nel complesso la produzione di biogas è ancora ridotta per poter giustificare gli interventi di sostituzione del digestore e installazione dell'unità di idrolisi termica; questo risultato è da imputare ai lunghi tempi di permanenza del fango nel processo a fanghi attivi, che comporta una elevata mineralizzazione del fango.

Scenario di efficientamento 4

Per ridurre il tempo di residenza cellulare, si interviene sull'impianto aumentando la portata di supero inviata alla linea fanghi. A partire da un SRT di 50 giorni e da una portata di supero di 100 m³/giorno, si valuta l'effetto nell'impianto di un graduale aumento della portata di supero, fissando un limite inferiore di 12 giorni di SRT, per sicurezza dell'impianto.

Si eseguono diversi tentativi di riduzione dell'età del fango fino a individuare il valore ottimale di SRT, verificando di ottenere ancora una adeguata rimozione del carico organico e delle componenti azotate, in condizioni statiche. In tabella si riportano i dati ottenuti, sia in termini di sostanze inquinanti allo scarico sia in termini energetici, al variare della portata di supero e quindi dell'SRT.

Tabella 6. Valori ottenuti allo scarico, in aerazione e in termini di energia prodotta, al variare della portata di supero e dunque dell'SRT dell'impianto (simulazioni statiche)

Portata di supero (m ³ /g)	SRT (giorni)	BIOGAS (m ³ /h)	Consumo aerazione (kW)	CODout (mg/l)	N-NH ₄ (mg/l)	N-NOx (mg/l)	Ntot (mg/l)
100	50	3	58	116	0.19	0.31	5.02
150	34	5	56	111	0.21	0.44	4.89
200	26	6	55	108	0.23	0.61	4.94
250	20	7	55	106	0.26	0.86	5.13
300	17	8	54	104	0.30	1.37	5.60
350	15	10	54	103	0.35	2.42	6.65
400	13	11	53	102	0.42	3.32	7.55
450	11	12	53	101	0.49	3.82	8.10

Sulla base del ragionamento sopra descritto, si sceglie di aumentare la portata di supero fino ad una portata di 400 m³/g, a cui corrisponde un SRT di circa 13 giorni; in questa condizione il fango risulta più putrescibile. I due grafici che seguono (Figura 36 e 37) evidenziano un visibile incremento della rimozione della sostanza volatile e della produzione di biogas, come atteso, rispetto agli stessi andamenti dello scenario EFF 3 (rispettivamente di figura 34 e 35).

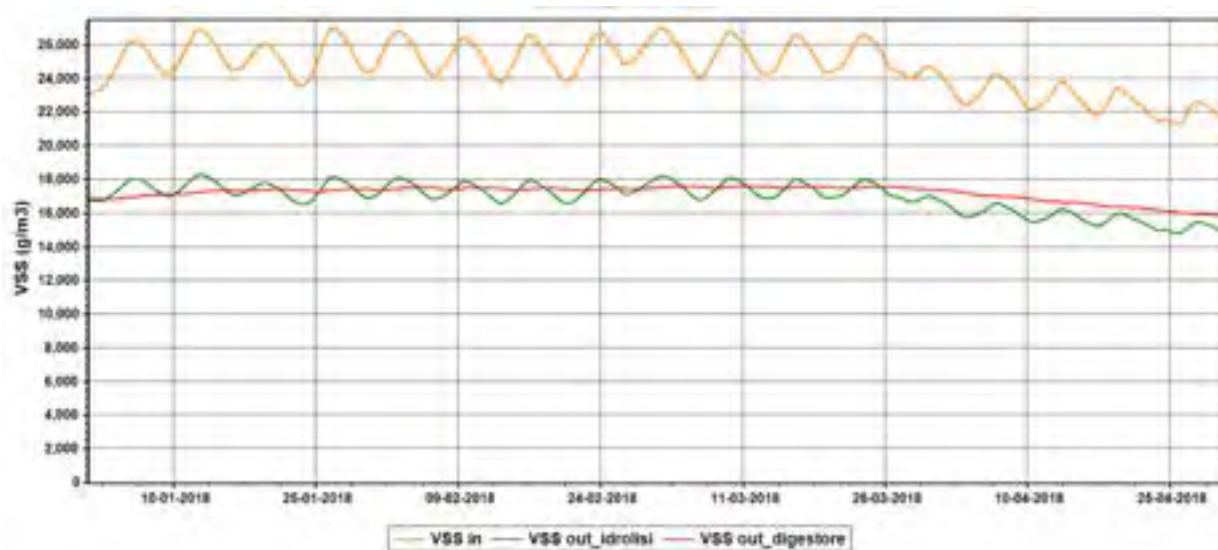


Figura 36. Rimozione dei solidi volatili nel trattamento di idrolisi termica e digestione anaerobica – Scenario EFF4

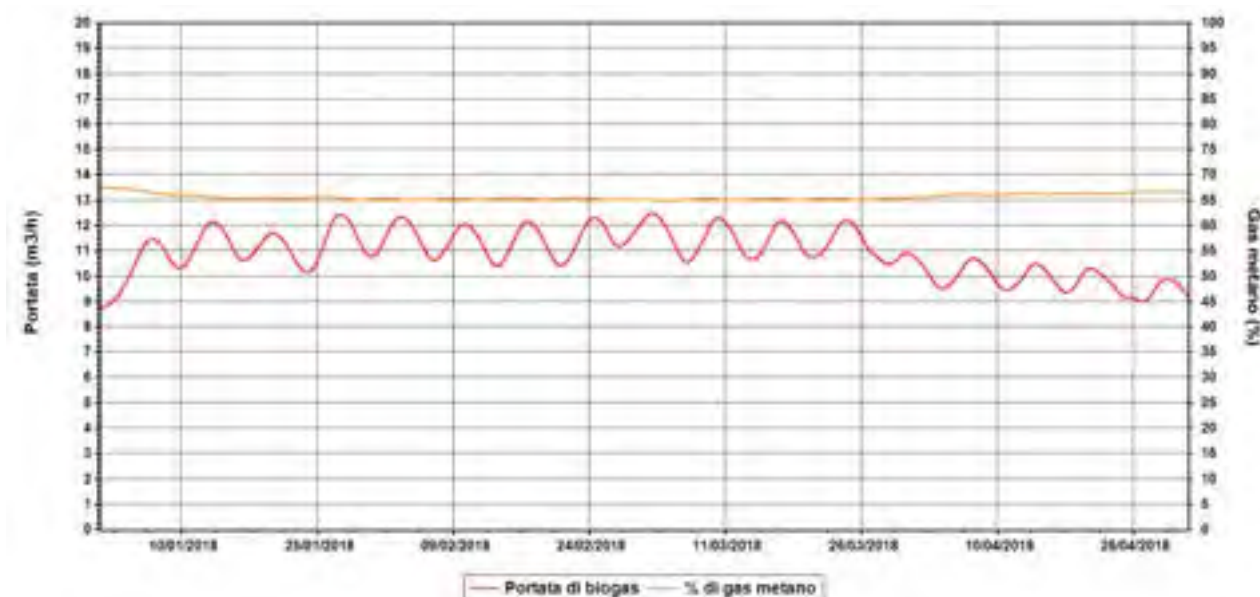


Figura 37. Andamento della produzione e composizione di biogas in digestione anaerobica per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF4

La produzione di biogas cresce fino a raggiungere i 5 l/(ab giorno), un valore ottimale secondo i parametri tipici di letteratura [1]. Una maggior produzione di portata di biogas, si traduce in una maggiore potenza generabile dal sistema CHP e quindi in una riduzione della potenza assorbita netta; l'incremento della portata di supero comporta inoltre una significativa riduzione del fabbisogno in aerazione delle vasche biologiche. Tali andamenti vengono mostrati in figura 38.

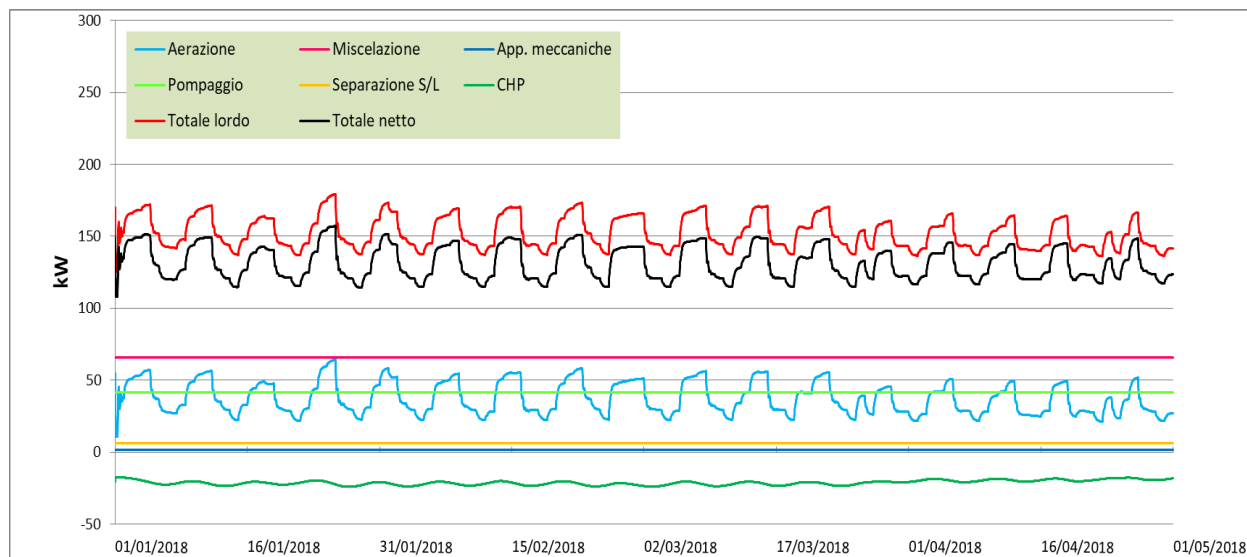


Figura 38. Andamento della potenza assorbita dall'impianto per le diverse utenze per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF4

Con tutti gli interventi realizzati fino al raggiungimento di questa configurazione, l'impianto riesce a generare una potenza di 21 kW (tabella 7) e si calcola una riduzione del fabbisogno energetico netto del 32 % rispetto allo scenario 0 (tabella 1).

In tabella 7, i valori di potenza media assorbita dai sistemi energivori dell'impianto di depurazione:

Tabella 7. Potenza media assorbita dai sistemi energivori dell'impianto di depurazione_EFF4

SISTEMA	Aerazione	Miscelazione	App meccaniche	Pompaggio	Separazione S/L	CHP	Tot lordo	Tot netto
kW	37	66	2	41	6	-21	152	131

La riduzione in aerazione risulta correlata al calo della concentrazione di solidi sospesi in vasca biologica, che comporta una diminuzione del tasso di respirazione endogena, nel passaggio da un SRT di 50 a 13 giorni. Dai grafici di figura 39 e 40 si può vedere come tale calo sia dovuto principalmente alla elevata riduzione del COD particolato inerte, mentre la concentrazione della biomassa eterotrofa (OHO) e della biomassa autotrofa nitrificante (AOB e NOB) rimane sostanzialmente invariata.

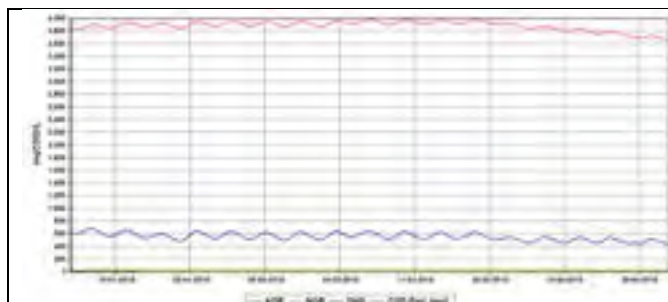


Figura 39. Andamento del COD particolato inerte e della biomassa in vasca biologica - EFF3 (SRT: 50 giorni)

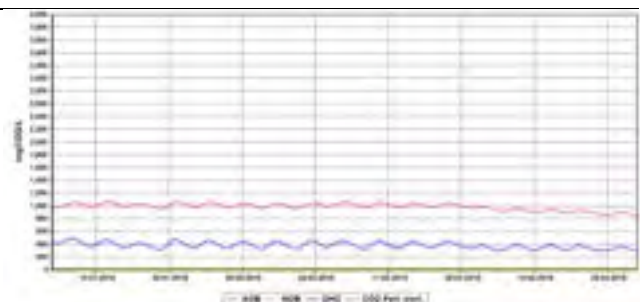


Figura 40. Andamento del COD particolato inerte e della biomassa in vasca biologica - EFF4 (SRT:13 giorni)

Le rimozioni delle sostanze inquinanti consentono, anche in questo scenario, il rispetto dei limiti allo scarico [2], come si osserva dagli andamenti dinamici della sostanza organica e dell'azoto in ingresso e in uscita dall'impianto (Figura 41 e 42).

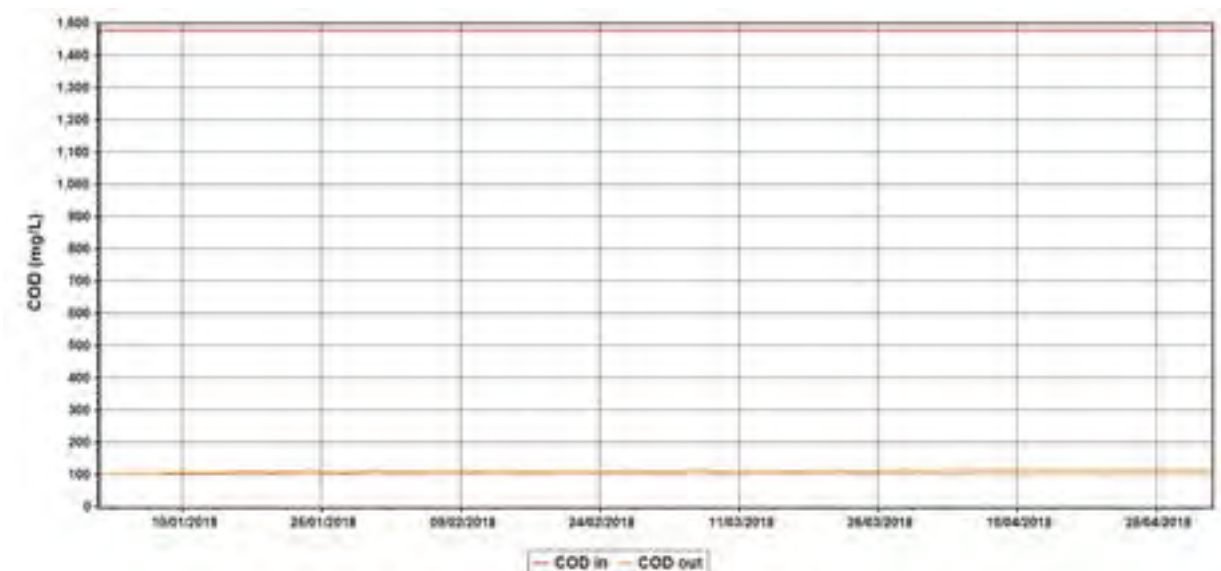


Figura 41. Andamento della concentrazione della sostanza organica in ingresso e in uscita dall'impianto per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF4



Figura 42. Andamento della concentrazione dell'azoto totale in ingresso e delle diverse forme azotate in uscita per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF4

Scenario efficientamento 5

L'ultimo intervento valutato è l'inserimento di una fase di sedimentazione primaria, ai fini di ottenere un ulteriore incremento della produzione di biogas. Prevedendo questa fase a monte dell'ossidazione biologica, si evita che una significativa quota di sostanza organica in sospensione raggiunga le vasche biologiche, con conseguente riduzione delle necessità di aerazione. Il fango primario prodotto sarà convogliato alla linea fanghi per essere digerito anaerobicamente insieme ai fanghi secondari.

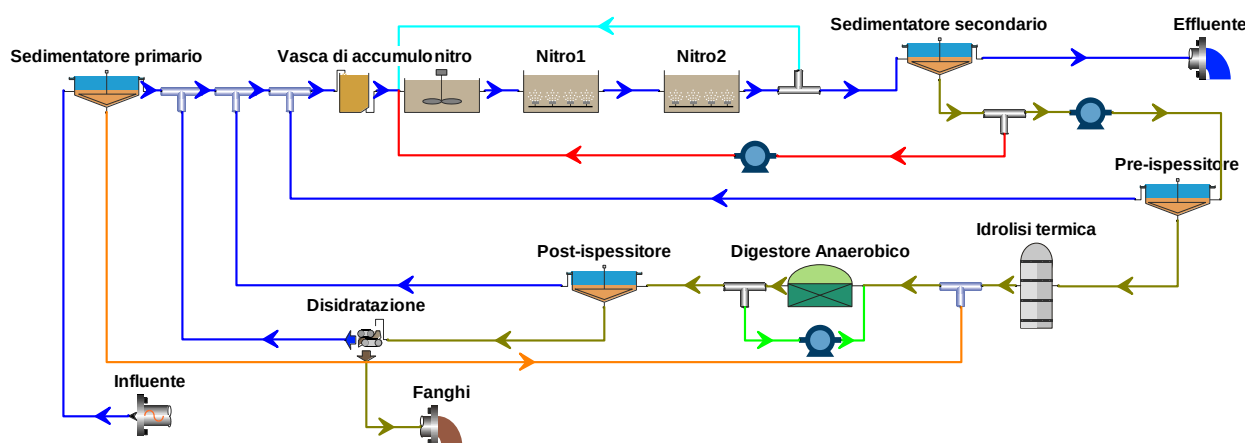


Figura 43. Schema dell'impianto modellato ID-3 Scenario EFF 5

Il sedimentatore primario è stato dimensionato sulla base di un tempo di permanenza di 2 ore; la portata estratta dal fondo del sedimentatore ha una concentrazione di solidi sospesi compresa tra i 50 e i 60 Kg SS/m³, come da dati di letteratura [7]. Il settaggio dell'efficienza di rimozione è stato validato da simulazioni statiche, realizzate su diversi valori, per verificare che consentisse il rispetto dei limiti concessi allo scarico [2], in particolare per le componenti azotate.

In tabella 8 si riportano i risultati ottenuti allo scarico dell'impianto per le diverse forme azotate, nelle simulazioni statiche, al variare della percentuale di efficienza di rimozione dei solidi in sedimentazione primaria.

Tabella 8. Concentrazioni allo scarico delle sostanze azotate al variare dell'efficienza di rimozione del sedimentatore primario (risultati di simulazioni statiche)

% efficienza sedimentazione	Ammoniaca (mg/l)	Nitrati (mg/l)	Nitriti (mg/l)	Azoto tot (mg/l)
20	0.15	1.73	0.21	5.71
30	0.15	2.02	0.22	5.95
40	0.15	2.16	0.22	6.04
50	0.15	2.28	0.23	6.10
60	0.15	2.38	0.23	6.15
70	0.15	2.47	0.24	6.18

Sulla base dei dati si è scelto di settare l'efficienza di rimozione del sedimentatore modellato al 70%, valore più elevato del 60% tipico degli impianti di trattamento reflui civili[4]. Si ritiene che tale efficienza sia conseguibile, per via dell'elevata concentrazione di materiale sospeso sedimentabile presente nell'influente dell'azienda.

Dopo aver verificato il rispetto dei limiti consentiti allo scarico nella simulazione statica, è stata realizzata una simulazione dinamica per 120 giorni nel nuovo scenario dell'impianto, che ha confermato il rispetto dei limiti concessi[2].

Occorre mostrare particolare attenzione ai livelli di rimozione raggiunti dall'impianto, in termini di sostanza azotata, perché l'inserimento di una sedimentazione primaria riduce il carico di sostanza organica biodegradabile disponibile in vasca di denitrificazione. In figura 44 si mostra l'andamento nel tempo dell'azoto totale in ingresso e delle diverse forme azotate in uscita dall'impianto.

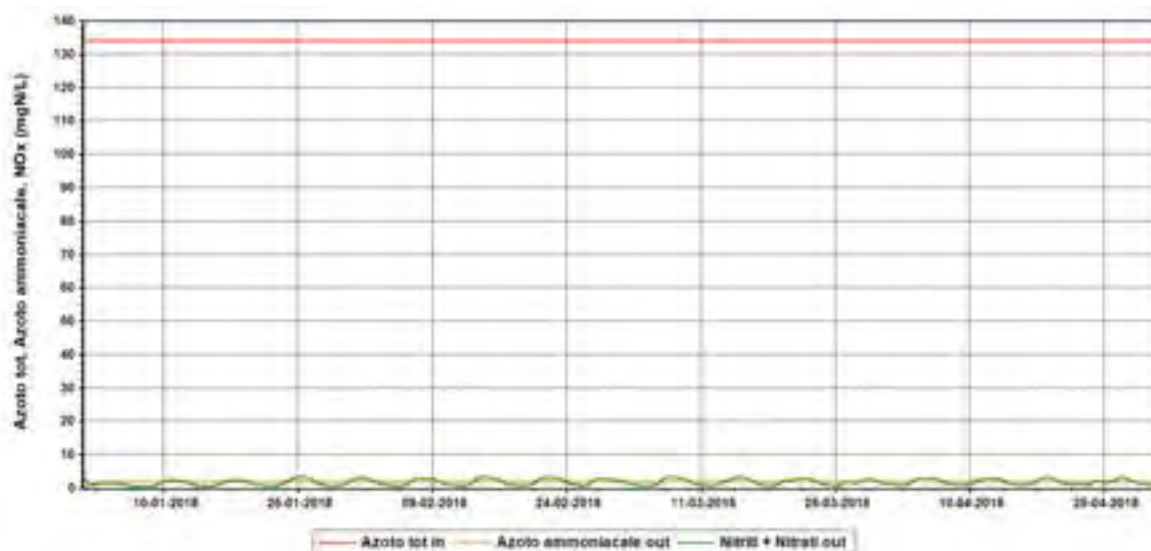


Figura 44. Andamento della concentrazione dell'azoto totale in ingresso e delle diverse forme azotate in uscita per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF5

Effettivamente, confrontando questo andamento con quello di figura 42, si osserva un aumento della concentrazione dei nitriti + nitrati allo scarico, pur rientrando ancora nei limiti richiesti con un ampio margine.

Grazie all'apporto dei fanghi primari, la portata dei fanghi misti da stabilizzare in digestione risulta pari a 34 m³/giorno con una concentrazione di 33 kgVSS/m³, che equivalgono ad un carico volumetrico di 1.6 kg/(m³giorno), ancora in linea con i parametri che la letteratura suggerisce [1].

Nel grafico di figura 45 si riporta l'andamento nel tempo della portata di biogas prodotta e della sua composizione, durante i 120 giorni di simulazione.

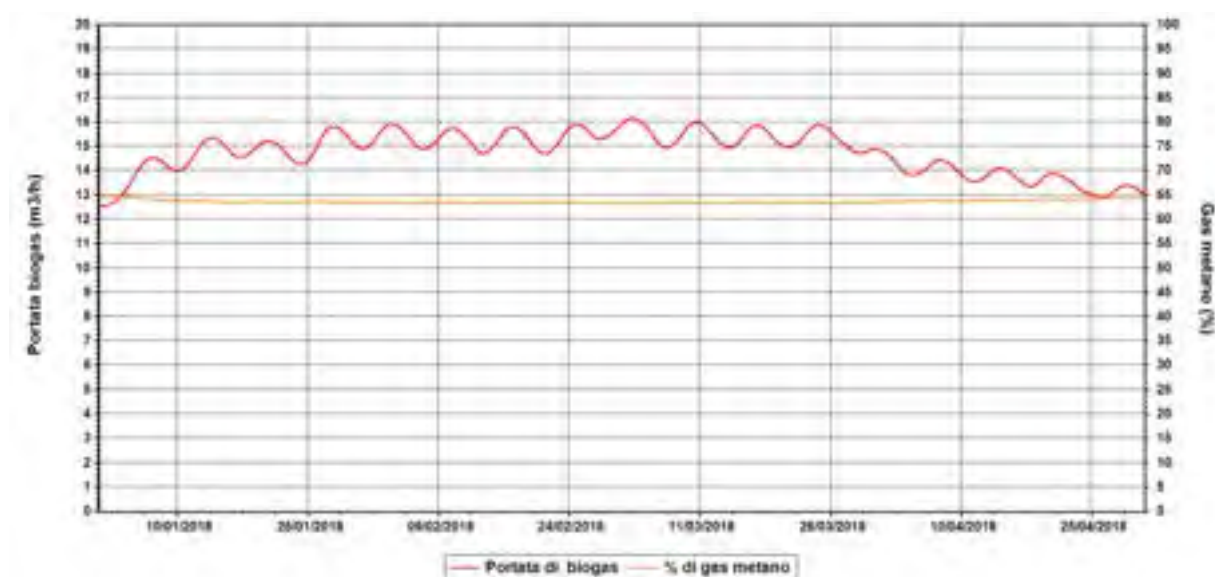


Figura 45. Andamento della produzione e composizione di biogas in digestione anaerobica per i 120 giorni di simulazione – Scenario EFF5

Si osserva, come atteso, una ulteriore crescita della produzione di biogas fino a raggiungere il valore di 7 l/(ab giorno).

Nel grafico di figura 46, si mostra invece l'andamento nel tempo della rimozione della sostanza volatile, ad opera principalmente della fase di idrolisi per quel che riguarda la quota parte di fanghi secondari (come spiegato nei precedenti paragrafi), mentre la quota parte apportata dal fango primario viene abbattuta direttamente nel digestore.



Figura 46. Rimozione dei solidi volatili nel trattamento di idrolisi termica e digestione anaerobica – Scenario EFF5

La, già citata, riduzione del carico di sostanza organica inviata nel processo di trattamento biologico genera una conseguenza positiva in termini di riduzione del fabbisogno energetico in aerazione, come si può osservare dal grafico di figura 47.

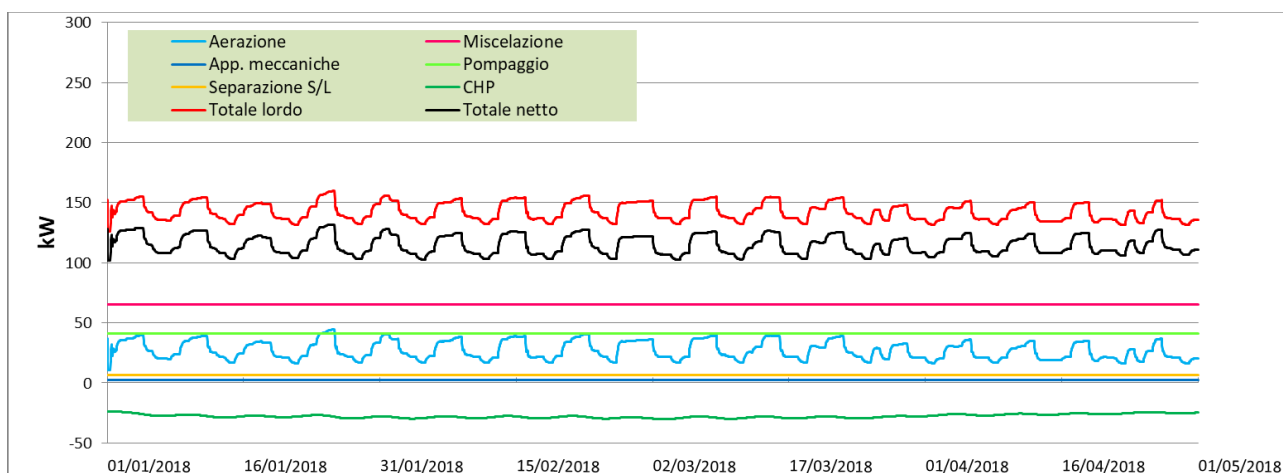


Figura 47. Andamento della potenza assorbita dall'impianto per le diverse utenze per i 120 giorni simulazione – Scenario EFF5

Il grafico mette in luce anche un notevole incremento (in valore assoluto) nell'andamento del CHP. In tabella 9, i valori di potenza media assorbita dai sistemi energivori dell'impianto di depurazione:

Tabella 9. Potenza media assorbita dai sistemi energivori dell'impianto di depurazione

SISTEMA	Aerazione	Miscelazione	App. meccaniche	Pompaggio	Separazione S/L	CHP	Tot lordo	Tot netto
kW	27	66	2	41	6	-28	142	114

I benefici appena citati, si traducono, inevitabilmente in una riduzione del fabbisogno energetico totale. Dal confronto dei due grafici di seguito riportati, che mostrano l'andamento cumulativo dell'energia utilizzata nei 120 giorni di simulazione, si osserva: una riduzione dei consumi in aerazione; un incremento dell'energia generabile inviando biogas al CHP; una riduzione del consumo totale; una riduzione del consumo netto.

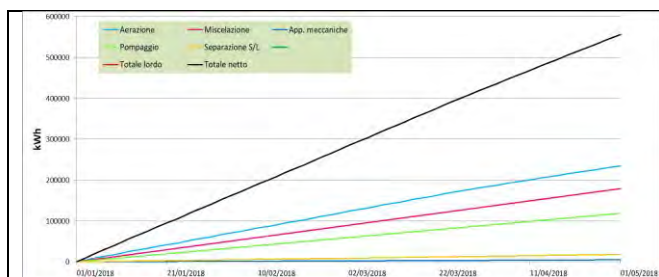


Figura 48. Andamento cumulativo della energia utilizzata nel periodo di simulazione_Scenario 0

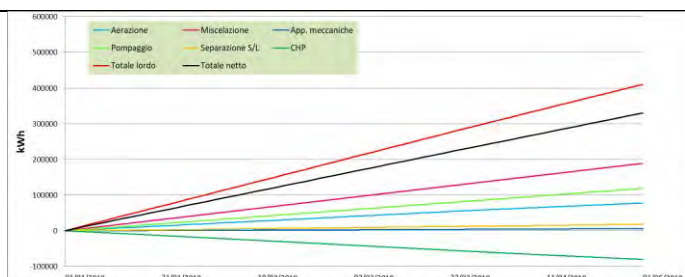


Figura 49. Andamento cumulativo della energia utilizzata nel periodo di simulazione_EFF5

Nello scenario di efficientamento 5 (vedi figura 49) si calcola un valore di circa 410000 kWh di consumo per i 120 giorni di simulazione (a fronte dei 556000 kWh calcolati per lo scenario 0), di cui circa 78000 kWh imputabili al sistema di aerazione (a fronte dei 235000 kWh dello scenario 0) e 190000 kWh al sistema di miscelazione (a fronte dei 180000 kWh dello scenario 0). Proiettando i dati ottenuti su base annua, si stima un consumo di energia totale pari a 1.2 milioni di kWh/anno.

Si consideri che un ulteriore efficientamento può essere ottenuto ottimizzando il funzionamento delle apparecchiature meccaniche e dei sistemi di pompaggio, tramite sostituzione dei vecchi macchinari e delle

tubazioni, che come visto nello scenario di efficientamento 1 per l'impianto ID-1 (RdsPAR2017069-ENEA) è risultato essere dell'ordine del 10-20 %, rispetto al fabbisogno totale dello scenario iniziale.

Le modifiche simulate hanno inoltre comportato una notevole riduzione della concentrazione di solidi presenti in vasca biologica, passando da 4.5 kgSS/m³, nello scenario di partenza, a 0.8 kgSS/m³ nello scenario di efficientamento 5; questo comporta il notevole beneficio di poter aumentare il carico inquinante trattato dall'impianto dell'impianto, che risulta sovradimensionato rispetto al carico attuale. Per cui una volta ottimizzati alcuni aspetti, come suggerito (riduzione dell'SRT, incremento della portata di supero, sostituzione del digestore aerobico, etc..), l'azienda potrebbe incrementare la produzione (obiettivo a breve termine dell'azienda), senza necessità di adeguamento dei volumi delle unità di trattamento.

E' necessario puntualizzare che ogni tipo di intervento proposto non potrà essere applicato in maniera immediata, ma richiederà, quando possibile, una modifica graduale per consentire un adattamento progressivo della biomassa. Si raccomanda quindi un'applicazione graduale degli interventi suggeriti ed un monitoraggio attento in fase di implementazione di tutti i parametri che potrebbero non essere adeguatamente previsti dal simulatore (formazione di schiume, fenomeni di bulking etc...).

3 Conclusioni

Sono stati creati modelli basati sul software Biowin di Envirosim per un impianto di depurazione municipale (ID-1), che tratta anche una piccola quota di reflui industriali, ed un impianto di depurazione aziendale (ID-3), diversi per taglia e processi di trattamento applicato. I modelli creati hanno consentito di simulare efficacemente le prestazioni degli impianti reali, relativamente sia alla linea di trattamento liquami sia alla linea fanghi. Per gli impianti considerati sono stati analizzati i consumi elettrici utilizzando il modello creato e sono stati valutati i consumi energetici dei singoli processi. Si è potuto verificare in che maniera i consumi sono ripartiti nel tempo e nelle varie unità di processo.

Nello stato di fatto dei due impianti modellati, i principali consumi sono imputabili al sistema di aerazione e di pompaggio, per l'ID-1, al sistema di aerazione e di miscelazione, per l'ID-3. In entrambi gli impianti, il fango non è valorizzato a sufficienza: nell'ID-1 a causa di una digestione anaerobica non sfruttata al massimo delle sue capacità; nell'ID-3 a causa della digestione aerobica, che comporta un consumo in aerazione e nessuna generazione di energia. Un'altra problematica riscontrata in tutti e due gli impianti è il lungo tempo di residenza medio cellulare che, da un lato, ha il vantaggio di restituire un fango molto stabilizzato e quindi richiede meno trattamenti in linea fanghi, dall'altro possiede un basso potenziale di biometanazione e richiede maggiore energia per i sistemi di aerazione del processo biologico.

Il modello di impianto aziendale è stato utilizzato per studiare l'impatto di vari cambiamenti migliorativi del ciclo di trattamento, tramite l'applicazione di diversi approcci gestionali e modifiche dei processi di trattamento. Nello specifico, sono state valutate le seguenti misure di efficientamento:

- sistema di controllo automatico dell'aerazione, per un risparmio del 19 % rispetto al bilancio energetico dello scenario iniziale;
- passaggio da digestione aerobica dei fanghi ad anaerobica;
- introduzione di un pretrattamento di idrolisi dei fanghi secondari;
- ottimizzazione del tempo di residenza medio cellulare, che ha consentito un risparmio nei sistemi di aerazione del 2% e un incremento della produzione di energia elettrica del 6%, per un risparmio netto dell'8% rispetto al bilancio energetico dello scenario iniziale;
- introduzione della sedimentazione primaria, che ha consentito un risparmio nei sistemi di aerazione del 5% e un incremento della produzione di energia del 3%, per un risparmio netto dell'8% rispetto allo scenario iniziale.

Nel complesso, il beneficio degli interventi descritti si quantifica con una riduzione del 40%, passando da un valore medio di potenza assorbita di 193 kW, per lo scenario iniziale, a 115 kW, per lo scenario ottimizzato.

Per l'impianto di trattamento reflui civili una simile analisi di efficientamento è stata condotta da ENEA e per i risultati si rimanda al report RdsPAR2017069-ENEA.

4 Riferimenti bibliografici

1. Bonomo Luca, *Trattamenti delle acque reflue*. Edizione McGraw-Hill, 2008.
2. Decreto legislativo *Norme in materia ambientale* n.152/2006. Gazzetta ufficiale n.88 del 14 aprile 2006.
3. EnviroSim Associates Ltd, Biowin Help Manual.
4. EnviroSim Associates Ltd, *Impact of Primary Settling on Wastewater Characteristics*, BioWin Advantage 2.4, 2011.
5. Indelicato S., Sardo F. *Validation of solid flux theory in a steady flow activated sludge plant*. October 1995.
6. Masotti L. *Depurazione delle acque*. Calderini Bologna, 1987.
7. Metcalf & Eddy, *Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse*. McGraw-Hill Int. Editions, 1991.
8. Vismara Renato. *Depurazione biologica*. Edizione Hoepli, Milano (1982)
9. Viviani Gaspare. *Trattamento delle acque reflue*. Ingegneria Sanitaria-Ambientale. Università degli studi di Palermo, 2012.

5 Breve curriculum scientifico del gruppo di lavoro

Renzo Valloni

Nato a Coriano (Rimini) nel 1947. 1972 Laurea con lode in Scienze Geologiche. 1976, cooperative research University of Cincinnati, USA (sette mesi). 1978-1979, cooperative research Stanford University, USA (sette mesi).

Professore prima fascia D-Ingegneria e Architettura (DIA) dell'Università di Parma.

Corsi impartiti negli anni: Geologia, Sedimentologia e Sistemi Informativi Geografici (Facoltà Scienze Unipr), Idrogeologia (Facoltà Medicina Unipr), Geologia Applicata e Valutazione di Impatto Ambientale (DIA Unipr).

Pubblicazioni scientifiche:

Autore/coautore di oltre 150 pubblicazioni referate fra cui nove capitoli su volumi tematici e editore di tre libri. Autore/editore di saggi divulgativi in tema di ambiente e di risorse idriche.

Coordinamento progetti ricerca:

- Responsabile di unità Unipr nell'ambito di quattro Progetti MIUR di rilevante interesse nazionale.
- Responsabile Unipr in diversi contatti di ricerca con l'industria e con gli enti locali territoriali.
- Responsabile Unipr progetto POR-FESR Rete Alta Tecnologia Regione Emilia-Romagna

Coordinamento convegni, corsi e scuole:

- Organizzatore di quattro convegni nazionali in tema di idrogeologia delle pianure.
- Direttore di un Corso di Perfezionamento Unipr e cinque Scuole nazionali in tema di dinamica costiera.
- Presidente del Corso di Perfezionamento Unipr "Cambiamento Climatico - opzioni di adattamento".

Riconoscimenti e incarichi accademici:

- Invited Lecturer in convegni internazionali svolti in Italia, Usa, Inghilterra, Francia e Spagna organizzati da Soc. Geol. It., AIQUA, Geol. Society, IAS, SEPM, Nato-Asi.
- Fulbright Visiting Professor Indiana University, Bloomington, USA.
- Docenza nel master internazionale Expò master course in Coastal-Marine Integrated Management (Tongji University - Cina, Chonnam National University di Yeosu - Corea e sette Atenei italiani).
- Coordinatore del Corso di Dottorato di Ricerca in Scienze della Terra dell'Università di Parma.
- Presidente del Corso di Studi in Scienze Geologiche dell'Università di Parma.
- Direttore del Master Universitario in Scienze Costiere Applicate con sede in ENEA-La Spezia.
- Rappresentante dell'Università degli Studi di Parma nel Consiglio Direttivo del ConISMa.
- Direttore del Centro Universitario eu.watercenter (www.euwatercenter.eu).

Maria Elena Tortorici

Assegnista di ricerca nell'Università di Parma dal 16 gennaio 2017, presso il Centro Interdipartimentale di ricerca per l'Energia e l'Ambiente (CIDEA).

Laurea Magistrale in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio, presso l'Università di Parma nel 2016, con tesi dal titolo *"Analisi processo produttivo e impianto di depurazione del lievificio Lesaffre Italia S.p.A. attraverso modellazione numerica"*.

Si occupa di modellazione di impianti di depurazione, oltre che di attività di ricerca avente come argomento la *"Disponibilità idrica locale, trattamento e recupero delle acque"* - SSD ICAR/03.